

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE  
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

**PREFACTIBILIDAD TÉCNICO - ECONÓMICA  
DE UNA PLANTA DE REGENERACIÓN DE  
ÁCIDO SULFÚRICO GASTADO**

**Javier Ignacio Solar Basáñez**

Profesores Guía  
Amelia Dondero Carrillo  
José Torres Titus

**2011**

*A mi familia por darme la oportunidad de estudiar*

*y estar junto a mí en todo momento.*

*Y en especial, a Javiera por todo su apoyo incondicional,*

*por todo su amor, por ser mi amiga,*

*mi compañera y mi confidente.*



## RESUMEN EJECUTIVO

Chile es el principal mercado mundial donde se consume ácido sulfúrico en un fin específico distinto a la producción de fertilizantes fosfatados, por su aplicación en la hidrometalurgia del cobre. Esta aplicación constituye el destino natural del ácido sulfúrico producido obligadamente por las fundiciones de cobre en Chile por razones medioambientales, lo que constituye un excepcional círculo virtuoso.

Es por ello que la regeneración de ácido sulfúrico gastado se ve como un proceso que tomará fuerza considerando que la producción del ácido sulfúrico es menor que la demanda generada internamente en el país, por ejemplo, en el año 2010 la producción de ácido sulfúrico alcanzó las 5,13 millones de toneladas frente a las 7,93 millones de toneladas consumida en el mismo año. Por lo tanto, se propone realizar un estudio de prefactibilidad técnico económico de una planta de regeneración de ácido sulfúrico gastado, diseñando un proceso simple e innovador en contraste a las tecnologías existentes, dándole un atractivo económico en comparación a la compra de ácido sulfúrico fresco y los gastos asociados a la disposición del ácido gastado.

De acuerdo al estudio técnico llevado a cabo, este proyecto presenta una innovación en cuanto a la descomposición térmica del ácido sulfúrico que sólo será llevado a trióxido de azufre y vapor de agua, a una temperatura cercana a las 390°C a diferencia del proceso convencional que utiliza temperaturas cercanas a los 1.000°C en donde se descompone el ácido totalmente hasta dióxido de azufre.

En relación a la evaluación económica, se obtuvo una tasa interna de retorno del 54,75% y un valor actual neto de US\$ 36.972.507,7, por lo cual, bajo las consideraciones hechas éste proyecto es rentable.

# INDICE

|  |    |
|--|----|
| RESUMEN EJECUTIVO .....                              | 4  |
| INDICE .....   | 5  |
| INDICE DE TABLAS .....                               | 9  |
| INDICE DE FIGURAS.....                               | 14 |
| GLOSARIO DE TERMINOS .....                           | 16 |
| INTRODUCCIÓN.....                                    | 1  |
| CAPÍTULO I ANTECEDENTES GENERALES DEL PROYECTO ..... | 3  |
| 1. OBJETIVOS DEL PROYECTO .....                      | 4  |
| 2. ESTUDIO DE MERCADO ÁCIDO SULFÚRICO .....          | 5  |
| 3. CARACTERÍSTICAS DEL ÁCIDO SULFÚRICO GASTADO ..... | 9  |
| CAPÍTULO II DISEÑO DEL PROCESO .....                 | 10 |
| 2.1 REMOCIÓN DE ARSENICO Y METALES PESADOS .....     | 11 |
| 2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO.....                       | 12 |
| 2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....                    | 13 |
| 2.4 BASES TEÓRICAS DEL PROCESO ESCOGIDO .....        | 18 |
| 2.4.1 REACTOR (R – 1) .....                          | 18 |
| 2.4.2 DESULFURACION DE GASES (D – 1).....            | 20 |
| CAPÍTULO III BALANCES DE MASA Y ENERGÍA.....         | 22 |
| 3.1 INTRODUCCIÓN .....                               | 23 |
| 3.2 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK – 1.....              | 23 |
| 3.3 ESTANQUES ALMACENAMIENTO TK -2.....              | 24 |
| 3.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR I – 1 .....              | 26 |
| 3.5 ESPESADOR .....                                  | 27 |
| 3.6 FILTRO F - 1 .....                               | 29 |
| 3.7 ESTANQUE DE ALMACENAMIENTO TK - 3.....           | 30 |
| 3.8 EVAPORADOR DE CINCO EFECTOS E – 1.....           | 31 |
| 3.10 CONDENSADOR C - 1 .....                         | 36 |
| 3.11 INTERCAMBIADOR DE CALOR I – 2 .....             | 38 |

|  |     |
|--|-----|
| 3.12 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 3 .....               | 42  |
| 3.13 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 4 .....               | 44  |
| 3.14 REACTOR DE DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA R -1 .....      | 45  |
| 3.15 SEPARADOR S – 1 .....                             | 51  |
| 3.16 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 5 .....               | 52  |
| 3.17 SEPARADOR S – 2 .....                             | 54  |
| 3.18 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 6 .....               | 56  |
| 3.19 DESULFURACIÓN A - 1 .....                         | 57  |
| 3.19 TORRE DE ENFRIAMIENTO .....                       | 62  |
| CAPÍTULO IV DISEÑO DE EQUIPOS .....                    | 66  |
| 4.1 INTRODUCCIÓN .....                                 | 67  |
| 4.2 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK - 1 .....               | 67  |
| 4.3 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK - 2 .....               | 71  |
| 4.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 1 .....                | 80  |
| 4.5 ESPESADOR D - 1 .....                              | 88  |
| 4.6 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK - 3 .....               | 94  |
| 4.7 EVAPORACIÓN E - 1 .....                            | 94  |
| 4.8 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 2 .....                | 96  |
| 4.9 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 3 .....                | 103 |
| 4.10 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 4 .....               | 110 |
| 4.11 REACTOR DE DESCOMPOSICIÓN R - 1 .....             | 116 |
| 4.12 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 5 .....               | 122 |
| 4.13 ESTANQUE ACIDO REGENERADO TK - 4 .....            | 129 |
| 4.14 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 6 .....               | 129 |
| 4.15 ESTANQUE ACIDO DESCARTE MINERALIZADO TK - 5 ..... | 136 |
| 4.16 FILTRO F - 1 .....                                | 137 |
| 4.17 TORRE DE ENFRIAMIENTO .....                       | 138 |
| 4.18 TORRE DE ABSORCION A - 1 .....                    | 143 |
| CAPÍTULO V EVALUACIÓN ECÓNOMICA .....                  | 150 |
| 5.1 INTRODUCCIÓN .....                                 | 150 |
| 5.2 COSTO DE EQUIPOS .....                             | 151 |

|        |   |     |
|--------|---|-----|
| 5.2.1  | ESTANQUE TK - 1 .....                         | 151 |
| 5.2.2  | ESTANQUES TK - 2.....                         | 152 |
| 5.2.3  | INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 1.....            | 154 |
| 5.2.3  | ESPEADOR D - 1.....                           | 154 |
| 5.2.4  | FILTRO F - 1 .....                            | 155 |
| 5.2.5  | ESTANQUE TK - 3 .....                         | 155 |
| 5.2.6  | EVAPORACIÓN E - 1.....                        | 156 |
| 5.2.7  | CONDENSADOR C - 1 .....                       | 157 |
| 5.2.8  | INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 2.....            | 157 |
| 5.2.9  | INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 3.....            | 157 |
| 5.2.10 | INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 4 .....           | 158 |
| 5.2.10 | REACTOR DE DESCOMPOSICIÓN TERMICA R - 1 ..... | 158 |
| 5.2.11 | INTERCAMBIADOR I - 5.....                     | 159 |
| 5.2.12 | INTERCAMBIADOR I - 6.....                     | 159 |
| 5.2.13 | ESTANQUE TK - 4 .....                         | 159 |
| 5.2.14 | ESTANQUE TK - 5 .....                         | 160 |
| 5.2.15 | TORRE DE ENFRIAMIENTO .....                   | 160 |
| 5.2.16 | COLUMNA DE ABSORCIÓN A - 1.....               | 161 |
| 5.2.17 | SEPARADOR MECANICO S - 1 .....                | 162 |
| 5.2.18 | SEPARADOR MECANICO S - 2.....                 | 162 |
| 5.3    | CAPITAL TOTAL DE INVERSION .....              | 164 |
| 5.4    | DEPRECIACIÓN .....                            | 166 |
| 5.5    | FINANCIAMIENTO.....                           | 167 |
| 5.6    | INGRESOS POR VENTA .....                      | 168 |
| 5.7    | DISPOSICIÓN DE RESIDUOS.....                  | 169 |
| 5.8    | COSTO DEL PRODUCTOS .....                     | 169 |
| 5.8.1  | VAPOR.....                                    | 169 |
| 5.8.2  | AGUA DE ENFRIAMIENTO.....                     | 170 |
| 5.8.3  | CAL .....                                     | 170 |
| 5.8.4  | ELECTRICIDAD.....                             | 170 |
| 5.8.5  | PERSONAL DE PLANTA.....                       | 171 |
| 5.8.6  | COSTO MATERIA PRIMA .....                     | 172 |
| 5.8.7  | VARIOS .....                                  | 172 |

|        |  |     |
|--------|--|-----|
| 5.9    | ESTADO DE RESULTADOS .....   | 173 |
| 5.10   | ÁNALISIS DE SENSIBILIDAD .....   | 175 |
| 5.10.1 | PRECIO DE VENTA DE ÁCIDO SULFURICO .....   | 175 |
| 5.10.2 | COSTO DE EQUIPOS PRINCIPALES .....   | 177 |
| 5.10.3 | COSTO DEL PRODUCTO .....   | 178 |
|        | CONCLUSION .....   | 181 |
|        | ANEXOS .....   | 183 |
|        | ANEXO A: DATOS ÁCIDO SULFURICO (38).....   | 184 |
|        | IDENTIDAD DE LA SUSTANCIA QUÍMICA.....   | 184 |
|        | DESCRIPCIÓN.....   | 184 |
|        | COMPOSICIÓN.....   | 185 |
|        | PROPIEDADES FÍSICAS.....   | 185 |
|        | PROPIEDADES QUÍMICAS.....  | 185 |
|        | APLICACIONES Y USOS.....   | 187 |
|        | EFECTOS SOBRE LA SALUD.....  | 188 |
|        | RIESGOS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (39).....  | 189 |
|        | ANEXO B: TECNOLOGÍAS DE REMOCIÓN DE ARSÉNICO (40) .....                                | 190 |
|        | ANEXO C: TECNOLOGÍAS DE REGENERACIÓN.....  | 195 |
|        | PROCESO DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA.....   | 195 |
|        | PROCESO DE RECONCENTRACIÓN VENTURI .....   | 197 |
|        | CONCENTRADOR DE TAMBOR QUÍMICO.....  | 201 |
|        | PROCESO DE CONCENTRACIÓN POR CALEFACCIÓN INDIRECTA (Proceso de Pauling – Plinke) ..... | 202 |
|        | PROCESO BAYER - BERTRAMS.....  | 205 |
|        | CONCENTRACIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO (PROCESO BERTRAMS CHEMICAL) (43).....                 | 205 |
|        | PROCESO CORNING - EIVS.....  | 207 |
|        | ANEXO D: SELECCIÓN DE MATERIALES .....   | 208 |
|        | ANEXO E: FIGURAS.....  | 213 |
|        | BIBLIOGRAFÍA.....  | 230 |

## INDICE DE TABLAS

|   |    |
|---|----|
| Tabla 1 - Distribución de la producción mundial de ácido sulfúrico..... | 5  |
| Tabla 2 - Principales países importadores (Miles de toneladas).....     | 7  |
| Tabla 3 : Caracterización Acido grado C año 2007.....                   | 9  |
| Tabla 4 - Ácido Tipo C alimentado.....                                  | 23 |
| Tabla 5 - Balance de Energía estanque TK – 2.....                       | 24 |
| Tabla 6 - Calores específicos TK - 2 (13).....                          | 25 |
| Tabla 7 - Temperaturas y entalpías de líquido de Corrientes TK - 2..... | 25 |
| Tabla 8 - Flujos Intercambiador de calor I – 1.....                     | 26 |
| Tabla 9 - Temperaturas y entalpías de líquido de Corrientes I -1.....   | 27 |
| Tabla 10 - Balance de Masa Espesador.....                               | 29 |
| Tabla 11 - Balance de Masa Filtro F – 1.....                            | 30 |
| Tabla 12 - Corrientes de entrada y salida de Acido en E-1.....          | 32 |
| Tabla 13 - Datos de Entalpías Etapas E - 1 (12).....                    | 32 |
| Tabla 14 - Calores específicos Acido Sulfúrico Gastado (13).....        | 33 |
| Tabla 15 – Entalpías de líquido y vaporización condensador C-1.....     | 37 |
| Tabla 16 – Composición corriente líquido de descarte.....               | 38 |
| Tabla 17 – Flujo másico y molar corriente 16.....                       | 39 |
| Tabla 18 – Flujo másico y molar corriente 17.....                       | 39 |
| Tabla 19 – Entalpías de Formación I - 2.....                            | 40 |
| Tabla 20 - Corrientes de entrada y salida de Acido en I - 2.....        | 41 |
| Tabla 21 – Flujos a enfriar en I - 4.....                               | 43 |
| Tabla 22 – Flujos de ácido a calentar en I - 4.....                     | 43 |
| Tabla 23 – Capacidades caloríficas Corriente 14 - 16 (13).....          | 43 |
| Tabla 24 – Corrientes a calentar en I - 4.....                          | 44 |
| Tabla 25 – Corrientes a enfriar en I - 4.....                           | 45 |
| Tabla 26 – Pesos Moleculares.....                                       | 46 |
| Tabla 27 – Flujo másico y molar corriente 12.....                       | 47 |
| Tabla 28 – Flujo másico y composición másica corriente 13.....          | 47 |

|  |    |
|--|----|
| Tabla 29 – Flujo molar y composición molar corriente 13 .....        | 48 |
| Tabla 30 – Entalpias de Formación.....                               | 48 |
| Tabla 31 – Capacidades Caloríficas utilizadas en R - 1 .....         | 48 |
| Tabla 32 – Corrientes S – 1 .....                                    | 51 |
| Tabla 33 – Estados y entalpias de corriente a enfriar en I - 5 ..... | 53 |
| Tabla 34 – Corriente a enfriar en I - 5 .....                        | 53 |
| Tabla 35 – Capacidades caloríficas utilizados en I - 5 .....         | 53 |
| Tabla 36 – Corrientes S - 2 .....                                    | 55 |
| Tabla 37 – Composición ácido sulfúrico regenerado .....              | 55 |
| Tabla 38 – Composición ácido sulfúrico regenerado .....              | 56 |
| Tabla 39 – Composición másica y molar corriente 19.....              | 58 |
| Tabla 40 – kmol involucrados en columna adsorción A -1 .....         | 59 |
| Tabla 41 – Gases de salida A -1 .....                                | 59 |
| Tabla 42 – Capacidades caloríficas en A -1 .....                     | 59 |
| Tabla 43 – Capacidades caloríficas en A -1 .....                     | 60 |
| Tabla 44 – Datos corriente aire torre de enfriamiento .....          | 64 |
| Tabla 45 - Dimensiones TK - 1.....                                   | 67 |
| Tabla 46 - Dimensiones TK - 1.....                                   | 68 |
| Tabla 47 – Parámetros de forma diseño agitadores (18).....           | 69 |
| Tabla 48 – Parámetros de forma diseño agitadores .....               | 69 |
| Tabla 49 – Diseño TK - 1 .....                                       | 71 |
| Tabla 50 – Dimensiones tubería de acero 2 plg.....                   | 71 |
| Tabla 51 – Propiedades físico ácido sulfúrico gastado TK - 2 .....   | 75 |
| Tabla 52 – Propiedades físico del agua en TK - 2 .....               | 76 |
| Tabla 53 – Parámetros agitador TK - 2 .....                          | 79 |
| Tabla 54 – Diseño de cada estanque en TK - 2.....                    | 80 |
| Tabla 55 – Temperaturas corrientes I - 1 .....                       | 81 |
| Tabla 56 – Características de tubos I - 1 .....                      | 81 |
| Tabla 57 – Arreglo de tubos I - 1 .....                              | 82 |
| Tabla 58 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 1.....            | 83 |
| Tabla 59 – Propiedades físicas lado tubos en I - 1 .....             | 85 |

|  |     |
|--|-----|
| Tabla 60 – Diseño I - 1 .....                                | 88  |
| Tabla 61 – Parámetros diseño espesador .....                 | 90  |
| Tabla 62 – Valor de K, según tipo de fango .....             | 92  |
| Tabla 63 – Diseño espesador D - 1.....                       | 93  |
| Tabla 64 - Dimensiones TK - 3.....                           | 94  |
| Tabla 65 – Coeficiente de transferencia de calor E - 1 ..... | 95  |
| Tabla 66 – Variación de Temperatura de etapas E - 1.....     | 95  |
| Tabla 67 – Temperaturas corrientes I - 2.....                | 97  |
| Tabla 68 – Características de tubos I - 2 .....              | 97  |
| Tabla 69 – Arreglo de tubos I - 2.....                       | 98  |
| Tabla 70 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 2.....    | 99  |
| Tabla 71 – Propiedades físicas lado tubos en I - 1 .....     | 100 |
| Tabla 72 – Diseño I - 2.....                                 | 103 |
| Tabla 73 – Temperaturas corrientes I - 3 .....               | 103 |
| Tabla 74 – Características de tubos I - 3 .....              | 104 |
| Tabla 75 – Arreglo de tubos I - 3.....                       | 105 |
| Tabla 76 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 3.....    | 106 |
| Tabla 77 – Propiedades físicas lado tubos en I - 3 .....     | 107 |
| Tabla 78 – Diseño I - 3.....                                 | 109 |
| Tabla 79 – Temperaturas corrientes I - 4 .....               | 110 |
| Tabla 80 – Características de tubos I - 4 .....              | 111 |
| Tabla 81 – Arreglo de tubos I - 4.....                       | 111 |
| Tabla 82 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 1.....    | 112 |
| Tabla 83 – Propiedades físicas lado tubos en I - 4 .....     | 113 |
| Tabla 84 – Diseño I - 4.....                                 | 116 |
| Tabla 85 – Conversión - Temperatura .....                    | 117 |
| Tabla 86 – Conversión - Temperatura .....                    | 119 |
| Tabla 87 – Dimensiones estandarizadas R - 1.....             | 120 |
| Tabla 88 – Peso molecular promedio de gases en R - 1 .....   | 121 |
| Tabla 89 – Diseño R - 1 .....                                | 122 |
| Tabla 90 – Temperaturas corrientes I - 1 .....               | 123 |

|   |     |
|---|-----|
| Tabla 91 – Características de tubos I - 5 .....                   | 123 |
| Tabla 92 – Arreglo de tubos I - 5.....                            | 124 |
| Tabla 93 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 5.....         | 125 |
| Tabla 94 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 5.....         | 126 |
| Tabla 95 – Diseño I - 5.....                                      | 128 |
| Tabla 96 - Dimensiones TK - 4.....                                | 129 |
| Tabla 97 – Temperaturas corrientes I - 6 .....                    | 130 |
| Tabla 98 – Características de tubos I - 6 .....                   | 130 |
| Tabla 99 – Arreglo de tubos I - 6.....                            | 131 |
| Tabla 100 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 1.....        | 132 |
| Tabla 101 – Propiedades físicas lado tubos en I - 6 .....         | 133 |
| Tabla 102 – Diseño I - 6.....                                     | 135 |
| Tabla 103 - Dimensiones TK - 5.....                               | 136 |
| Tabla 104 – Parámetros Filtro F - 1 .....                         | 137 |
| Tabla 105 – Parámetros Filtro F - 1 .....                         | 138 |
| Tabla 106 – Parámetros Filtro F - 1 .....                         | 139 |
| Tabla 107 – Cálculo $N_G$ Torre de Enfriamiento .....             | 140 |
| Tabla 108 – Características Flujo Aire Torre de Enfriamiento..... | 142 |
| Tabla 109 – Diseño torre de enfriamiento .....                    | 143 |
| Tabla 110 – Datos Curva de equilibrio $SO_2$ en agua.....         | 143 |
| Tabla 111 – Peso Molecular Corriente 19.....                      | 146 |
| Tabla 112 – Constante de Inundación Platos Perforados .....       | 147 |
| Tabla 113 – Diseño torre de absorción A - 1.....                  | 149 |
| Tabla 114 - Costo de etapas de Evaporación .....                  | 156 |
| Tabla 115 - Costo FOB equipos.....                                | 163 |
| Tabla 116 - Método de Lang .....                                  | 164 |
| Tabla 117 - Costos Directos según método de Lang .....            | 165 |
| Tabla 118 - Costos Indirectos según método de Lang.....           | 165 |
| Tabla 119 - Depreciación .....                                    | 166 |
| Tabla 120 - Financiamiento.....                                   | 167 |
| Tabla 121 - Agua utilizada al año.....                            | 170 |

|   |     |
|---|-----|
| Tabla 122 - Electricidad utilizada al año.....                        | 171 |
| Tabla 123 - Costos Varios al año.....                                 | 172 |
| Tabla 124 - Variación porcentual precio de ácido sulfúrico.....       | 175 |
| Tabla 125 - Variación porcentual costo de equipos principales.....    | 177 |
| Tabla 126 - Variación porcentual costo del producto.....              | 178 |
| Tabla 127 - Sensibilización Precio de Venta v/s Costo de equipos..... | 180 |
| Tabla 128 - Sensibilización Precio de Venta v/s CTP.....              | 180 |
| Tabla 129 - Propiedades Físicas Acido Sulfúrico.....                  | 185 |

## INDICE DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| Figura 1 - Comparación de precios e índices de precios del ácido sulfúrico con el azufre y fosfatos..... | 6  |
| Figura 2 – Precio de importaciones de ácido sulfúrico CIF Mejillones (US\$/tCIF) .....                   | 6  |
| Figura 3 – Tasa de Consumo de ácido sulfúrico en la minería del cobre.....                               | 8  |
| Figura 4 - Esquema Proceso Regeneración de Ácido Sulfúrico.....  | 16 |
| Figura 5 - Proceso de Evaporación.....   | 17 |
| Figura 6 - Descomposición de Ácido Sulfúrico puro.....   | 18 |
| Figura 7 - T° v/s Conversión descomposición Ácido Sulfúrico .....  | 19 |
| Figura 8 – Tecnologías de desulfuración de gases.....  | 20 |
| Figura 9 – Esquema general FGD de lavado húmedo .....  | 21 |
| Figura 10 - Balance de Energía TK - 2.....   | 24 |
| Figura 11 - Esquema Intercambiador I - 1.....  | 26 |
| Figura 12 - Espesador.....   | 28 |
| Figura 13 - Esquema Filtro F - 1 .....   | 29 |
| Figura 14 - Esquema Estanque TK - 3.....   | 30 |
| Figura 15 – Esquema general E-1 .....  | 31 |
| Figura 16 – Esquema detallado proceso E-1 .....  | 32 |
| Figura 17 –Esquema Evaporador E - 1.....   | 33 |
| Figura 18- Esquema C - 1 .....   | 36 |
| Figura 19- Esquema I - 3 .....   | 38 |
| Figura 20 - Esquema representación balance de energía .....  | 39 |
| Figura 21 - Esquema Intercambiador de Calor I - 3 .....  | 42 |
| Figura 22 - Esquema Intercambiador de Calor I - 4 .....  | 44 |
| Figura 23 - Esquema R - 1 .....  | 46 |
| Figura 24 - Esquema representación balance de energía .....  | 49 |
| Figura 25 - Esquema R - 1 .....  | 51 |
| Figura 26 - Esquema Intercambiador de Calor I - 6 .....  | 52 |
| Figura 27 - Esquema SLV -2.....  | 55 |

|   |     |
|---|-----|
| Figura 28 - Esquema I - 6 .....                                       | 56  |
| Figura 29 - Esquema A - 1 .....                                       | 57  |
| Figura 30 – Rango y approach torre de enfriamiento .....              | 62  |
| Figura 31 - Parámetros de agitador .....                              | 70  |
| Figura 32 – Espesador Mecánico con vista en sección .....             | 89  |
| Figura 33 – Conversión - Temperatura .....                            | 118 |
| Figura 34 – Esquema Filtro Prensa.....                                | 138 |
| Figura 35 – Curva de equilibrio SO <sub>2</sub> en agua.....          | 144 |
| Figura 36 – Curva de equilibrio y Operación Columna Absorción.....    | 146 |
| Figura 37 - Costo Estanques Verticales.....                           | 151 |
| Figura 38 - Costo Serpentin TK - 2 .....                              | 153 |
| Figura 39 - Costo Intercambiador de Calor .....                       | 154 |
| Figura 40 - Costo Evaporador.....                                     | 156 |
| Figura 41 - Costo Reactor.....  | 158 |
| Figura 42 - Costo Columna de platos.....                              | 161 |
| Figura 43 – Personal requerido.....                                   | 171 |
| Figura 44 – Sensibilidad Variación Precio.....                        | 176 |
| Figura 45 – Sensibilidad Variación Costo de Equipos Principales ..... | 177 |
| Figura 46 – Sensibilidad Variación Costo del Producto .....           | 179 |
| Figura C1 - Evaporador Combustión - Sumergida .....                   | 196 |
| Figura C2 - Sistema de Reconcentración Venturi .....                  | 199 |
| Figura C3 - Concentrador de Tambor Químico .....                      | 201 |
| Figura C4 - Proceso de Pauling – Plinke .....                         | 203 |
| Figura C5 - Proceso Bertrams Chemical.....                            | 206 |

## GLOSARIO DE TERMINOS

|           |  |
|-----------|--|
| %         | Porcentaje   |
| ,         | Separación de decimales                                      |
| .         | Separación de miles  |
| BTU       | British Thermal Unit   |
| CIF       | Costo Puerto de Destino                                      |
| COCHILCO  | Comisión Chilena del Cobre                                   |
| Cp        | Capacidad Calorífica   |
| FOB       | Free on Bord (Costo Puerto de Embarque)                      |
| g/l       | Gramos por litro   |
| h         | Horas  |
| H         | Entalpia   |
| K         | Grados Kelvin  |
| kg        | Kilogramos (miles de gramos)                                 |
| kJ        | KiloJoule (miles de Joule)                                   |
| l         | Litros   |
| LMTD      | Diferencia Media Logaritmica de Temperatura                  |
| °C        | Grados Celcius   |
| °F        | Grados Farenheit   |
| PM        | Peso Molecular   |
| Q         | Calor  |
| rps       | Revoluciones por segundo                                     |
| SXEW      | Extracción por Solvente y Electro Winning (Electroobtención) |
| Ton o t   | Toneladas  |
| U         | Coefficiente de Transferencia de Calor Total                 |
| US\$      | Dólares Americanos   |
| $\lambda$ | Entalpia de Vaporización                                     |

# INTRODUCCIÓN

Actualmente el ácido sulfúrico es una de las materias primas más importantes con múltiples usos en procesos químicos y de manufactura de productos terminados, tales como fertilizantes, lixiviación de minerales y refinación de petróleo. Una vez utilizado este ácido termina como ácido gastado, yeso impuro u otros sulfatos metálicos, los cuales quedan como residuos.

El ácido sulfúrico es una sustancia estratégica para la minería chilena del cobre por su doble rol de constituir un sub producto de las fundiciones y ser un insumo esencial para la lixiviación de minerales de cobre conducente a la producción de cátodos de cobre SX - EW. Este doble rol cierra un original círculo virtuoso.

A Chile se le reconoce en el mercado internacional como el principal importador de ácido sulfúrico, debido a su alto consumo en las operaciones hidrometalúrgicas para la producción de cátodos de cobre SX - EW y el déficit estructural que presenta para satisfacer esa demanda.

Es por este motivo que se plantea regenerar el ácido sulfúrico gastado para contar con un subproducto comercial. En el pasado, los métodos típicos de la disposición o del reciclaje de ácido sulfúrico gastado incluían.

1. Neutralización con cal.
2. Descargas en océanos.
3. Reconcentración / mezcla de ácido sulfúrico deshidratado (óleum).

Las actuales regulaciones de control de la contaminación junto con la disposición de áreas limitadas han eliminado virtualmente el uso de la neutralización y los métodos de descarga en los países industrializados. La reconcentración de ácidos débiles mezclándolos con óleum tiene límites prácticos; de hecho, el método es conveniente sólo para volúmenes pequeños de ácido.

Por lo cual, la regeneración de ácido sulfúrico gastado es un método disponible para obtener un producto de alta calidad y al mismo tiempo que cumpla con las regulaciones ambientales.

La regeneración de ácido gastado abarca normalmente dos etapas importantes:

1. Concentración del ácido gastado a niveles factibles, más la separación de impurezas.
2. Descomposición del ácido gastado.

Considerando los precios actuales del ácido sulfúrico<sup>1</sup> se ve un repunte en el valor de éste, aun cuando son dominados por el mercado internacional de los fertilizantes fosfatados, incentivando la regeneración en vez de la compra de ácido fresco.

Cabe señalar que las actuales plantas de regeneración son de alto costo de mantención y operación por lo cual se propone realizar un estudio de prefactibilidad técnico-económica de un proceso más simple, en donde la inversión inicial como la operación justifiquen la implementación de éste.

---

<sup>1</sup> Ver figura N°2 , Estudio de Mercado Acido Sulfúrico

# **CAPÍTULO I**

## **ANTECEDENTES GENERALES DEL PROYECTO**

## 1. OBJETIVOS DEL PROYECTO

El objetivo general de este proyecto es estudiar la prefactibilidad técnica – económica de una planta de regeneración de ácido sulfúrico gastado obtenido en plantas de tratamiento de gases de fundiciones de cobre.

Para alcanzar este objetivo se propone en primer lugar analizar los procesos existentes para la regeneración de ácido sulfúrico gastado, y el mercado que presenta éste dentro de la minería en nuestro país.

Como segundo paso, se propone seleccionar un proceso para regenerar éste ácido planteando los balances de masa y energía respectivos, y diseñar los equipos necesarios para ésta planta.

Finalmente se evalúa económicamente el diseño planteado para analizar la factibilidad de llevar a cabo este proyecto.

## 2. ESTUDIO DE MERCADO ÁCIDO SULFÚRICO

La producción mundial de ácido sulfúrico alcanzó un máximo de 198 millones de toneladas el año 2007, para declinar posteriormente a 183 millones en el año 2009, como producto del fuerte ajuste sufrido a partir del segundo semestre del año 2008. Como se refleja en la tabla N°1, el ajuste lo sufrió principalmente la producción voluntaria a partir del azufre. (1)

Tabla 1 - Distribución de la producción mundial de ácido sulfúrico

| Año  | Producción<br>(Millones Ton) | Distribución por tipo de fuente del Azufre (%) |                          |         |       |
|------|------------------------------|--|--------------------------|---------|-------|
|      |                              | Azufre   | Fundiciones <sup>2</sup> | Piritas | Otros |
| 2007 | 198                          | 63,5   | 27                       | 8       | 1,5   |
| 2008 | 189                          | 59   | 29                       | 10,5    | 1,5   |
| 2009 | 183                          | 58,5   | 30                       | 10      | 1,5   |

Fuente: Joanne Peacock, British Sulphur Consultants

A su vez, la distribución del consumo de ácido sulfúrico es liderada por los fertilizantes fosfatados (64%), seguido por la industria (28%) y la minería (8%), de las cuales 5,2% se emplea en lixiviación de minerales de cobre y el 2,8% en minerales de níquel y uranio.

La figura 1 muestra la evolución del precio del ácido sulfúrico en el Golfo de México, uno de los mercados de referencia más importante, junto a la de los precios del azufre – su materia prima principal y de los fosfatos DAP<sup>3</sup>, que corresponden a sus demandas relevantes.

El mercado internacional del ácido sulfúrico viene saliendo de un período de alta volatilidad, caracterizado por un súbito incremento de precios a partir del año 2007 para alcanzar su máximo nivel a mediados del 2008 (con un valor de US\$452 FOB la tonelada en Septiembre de 2008), para colapsar en el último trimestre de ese año. El año 2009 fue de una recuperación a niveles más propios de este mercado.

<sup>2</sup> Las fundiciones de cobre, obligadas a abatir las emisiones de gases sulfurosos, son las principales productoras de ácido sulfúrico “involuntario”. También es significativa la producción de las fundiciones de zinc-plomo y las de níquel.

<sup>3</sup> DAP: Di Ammonium Phosphate

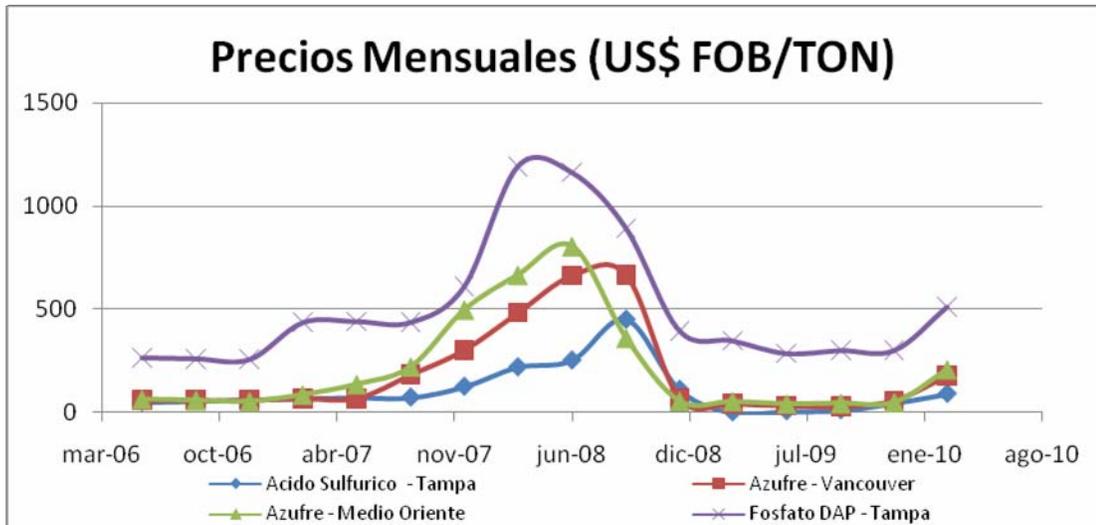
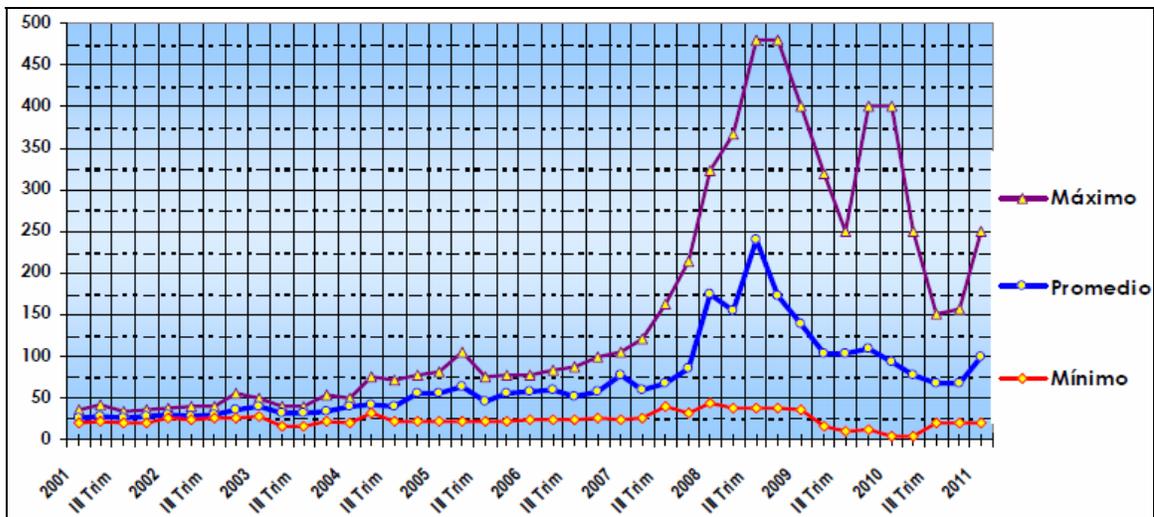


Figura 1 - Comparación de precios e índices de precios del ácido sulfúrico con el azufre y fosfatos

Tomando en consideración el mercado nacional del ácido sulfúrico, Chile es reconocido en el mercado mundial como el principal importador de éste ácido como consecuencia de la demanda para la lixiviación de minerales de cobre. En virtud de ello, el puerto de Mejillones es el destino de la mayor parte de las importaciones, por lo que el precio CIF Mejillones es una de las referencias para el precio del ácido sulfúrico en el mercado nacional, como se aprecia en la figura 2.



Fuente: COCHILCO

Figura 2 – Precio de importaciones de ácido sulfúrico CIF Mejillones (US\$/tCIF)

En el año 2009 se registró una disminución de 527 mil Ton en las importaciones de ácido sulfúrico respecto al año 2008, debido a un leve aumento en la producción y una contracción del consumo por las condiciones del mercado del cobre. Aún así Chile mantiene un lugar principal como plaza de colocación del ácido sulfúrico en el mercado internacional, como se aprecia en la tabla 2.

Tabla 2 - Principales países importadores (Miles de toneladas)

| <b>País</b>    | <b>2008</b> | <b>2009</b> |
|----------------|-------------|-------------|
| China          | 1.607       | 2.826       |
| Chile          | 2.399       | 1.872       |
| Estados Unidos | 3.478       | 1.248       |

Fuente: COCHILCO (PENTASUL, datos de China y EE.UU)

La producción de ácido sulfúrico en el año 2010 alcanzó a las 5,13 millones de toneladas, de las cuales sólo 210 mil toneladas fueron generados de fuentes distintas a las fundiciones de cobre<sup>4</sup>.

A su vez, el consumo de ácido del año 2010 alcanzó a 7,93 millones de toneladas, de las cuales 7,64 millones se destinaron a las principales operaciones relacionadas a la minería del cobre de cobre para producir 2,09 millones de toneladas de cátodos SX-EW, lo que equivale a una tasa de consumo promedio de 3,65 toneladas de ácido por tonelada de cátodo de cobre electro - obtenidos<sup>5</sup>.

La tasa de consumo de ácido de 3,65 para el año 2010, confirma la tendencia de deterioro en el rendimiento hidrometalúrgico (2,86 t ácido/t Cu para el año 2004, 3,24 en el año 2006 y 3,45 el año 2008), como se aprecia en la figura 3.

---

<sup>4</sup> Cabe señalar que las fundiciones producen casi 1 tonelada de ácido sulfúrico por cada tonelada de concentrado de cobre tratado, equivalente a 2,9 a 3 toneladas de ácido por cada tonelada de cobre fino moldeado, dependiendo de la naturaleza del concentrado y el grado de captura de gases sulfurosos.

<sup>5</sup> Dada la diversidad de la calidad de los minerales lixiviables, las operaciones mineras tienen tasa de consumo que van desde casi 1 hasta 12



Fuente: COCHILCO

Figura 3 – Tasa de Consumo de ácido sulfúrico en la minería del cobre

En conclusión, es preciso hacer notar que dada la importancia relativa de Chile para el mercado internacional, generada por su fuerte demanda tiene su repercusión en el nivel de precios spot. Frente a los bajos precios spot del año 2009 (menores a 30 US\$/ton CIF Mejillones), para el segundo trimestre 2010 publicaciones especializadas lo situaban en un nivel de 140 US\$/ton CIF, frente a 90 US\$/ton cotizado para la zona del Golfo de México. Por lo cual para la evaluación de este proyecto, se considerara un valor 120 US\$/ton CIF.

En la perspectiva de más largo plazo se aprecia que el precio del ácido sulfúrico seguirá siendo dominado por el mercado inicial de los fertilizantes fosfatados, que a su vez determina al precio del azufre.

A su vez, por el lado de la demanda local de ácido sulfúrico, se estima que tenga un crecimiento significativo por mayor desarrollo de operaciones hidrometalúrgicas, conducentes a incrementar la producción de cátodos SXEW hasta 675 mil toneladas hacia fines de la presente década. Ello, significaría una demanda sobre las 3,3 millones de toneladas, frente al consumo actual de 0,7 millones de toneladas.

### 3. CARACTERÍSTICAS DEL ÁCIDO SULFÚRICO GASTADO

El ácido sulfúrico<sup>6</sup> que se va a utilizar es el Ácido grado C generado en la Planta de Acido de la Fundición Chagres de Anglo American Chile, en el año 2007, el cual presenta la caracterización mostrada en la tabla 3:

Tabla 3 : Caracterización Acido grado C año 2007

| Compuesto                      | Unidad | Promedio | Máximo | Mínimo |
|--------------------------------|--------|----------|--------|--------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | %      | 35,78    | 45,13  | 21,82  |
| T.S.S.                         | mg/L   | 13.399   | 20.494 | 6.872  |
| Cu                             | mg/L   | 4.881    | 7.680  | 2.380  |
| Fe                             | mg/L   | 1.466    | 3.500  | 640    |
| Pb                             | mg/L   | 1.096    | 2.499  | 563    |
| Zn                             | mg/L   | 574      | 757    | 409    |
| Mo                             | mg/L   | 46,7     | 151    | 13     |
| Na                             | mg/L   | 809      | 1.436  | 324    |
| Al                             | mg/L   | 292      | 508    | 32     |
| F-                             | mg/L   | 3.268    | 4.950  | 2.125  |
| Cl-                            | mg/L   | 2.165    | 5.371  | 693    |
| Hg                             | mg/L   | 0        | 0      | 0      |
| As                             | mg/L   | 11.709   | 15.965 | 7.320  |
| d                              | gr/cc  | 1,31     | 1,40   | 1,21   |

Cabe señalar que durante el año 2007, la producción de la Fundición alcanzó a 164.000 toneladas de cobre anódico y 493.000 toneladas de ácido sulfúrico (2). Por lo cual se plantea la factibilidad de contar con una planta que genere alrededor de 840.000 toneladas de ácido sulfúrico al año.

<sup>6</sup> Ver Anexo A: Datos Ácido Sulfúrico.

## **CAPÍTULO II DISEÑO DEL PROCESO**

## 2.1 REMOCIÓN DE ARSENICO Y METALES PESADOS

Los procesos que existen<sup>7</sup> actualmente para remover el arsénico, logran eliminarlo de los efluentes pero los compuestos sólidos que se obtienen no son estables y no pueden ser dispuestos de una manera ambientalmente aceptable, siendo necesario el desarrollo de procesos que logren este objetivo.

Uno de los mayores problemas ambientales que se presenta en Chile es la contaminación con arsénico. Ésta puede deberse a procesos naturales o a instalaciones industriales, principalmente mineras. Por ejemplo, en el norte de Chile, principalmente en la II Región, existe una elevada contaminación con As de las aguas naturales. (3)

La mayor parte del arsénico se presenta como arsenopirita ( $\text{FeAsS}$ ), realgar ( $\text{AsS}$ ) y orpiment ( $\text{As}_2\text{S}_3$ ) (4), minerales que se encuentran habitualmente mezclados con las especies de cobre que se llevan a procesos industriales. De esta manera, la principal fuente de contaminación con arsénico proviene de las instalaciones de la industria cuprífera.

El ácido tipo C presenta altas concentraciones de arsénico (como se apreció en la tabla 3), lo cual hace necesario abatir esta impureza, para contar con un ácido limpio. Se estima que un proceso de enfriamiento permitirá precipitarlo principalmente como  $\text{As}_2\text{O}_3$  desde el ácido (5) ya que la solubilidad del trióxido de arsénico disminuye significativamente al disminuir la temperatura desde 70 a 30°C en ácido sulfúrico de un 40 a 60% en peso.

El proceso de enfriamiento se basa en un estudio sobre descomposición térmica de ácido sulfúrico gastado (6), el cual indica que el enfriamiento de soluciones de ácido C al 50% saturadas en trióxido de arsénico, permitiría disminuir la concentración del este compuesto desde 14 a 7 g/l, al enfriar desde 70 a 30°C, lográndose una

---

<sup>7</sup> Ver Anexo B: Tecnologías de remoción de arsénico

importante remoción de arsénico del sistema mediante cristalización. Un ácido C al 45% muestra una disminución de solubilidad del trióxido desde 16 a 7 g/l a igual gradiente de temperatura.

Por otra parte, la remoción de haluros (flúor y cloro) y mercurio desde ácido C, puede efectuarse en el proceso de evaporación a vacío del ácido (6) (7), previa a la descomposición térmica, la vaporización debe realizarse hasta alcanzar una concentración del 80% en el ácido remanente de la vaporización.

Por último, la remoción del cobre, fierro, zinc, molibdeno, aluminio y el resto del arsénico que haya quedado presente en el ácido al completarse el proceso de evaporación, forman parte del residuo sólido generado en la descomposición térmica.

## 2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO

El proceso se diseñará a partir del estudio bibliográfico realizado en el anexo C, referente a las tecnologías existentes de regeneración y producción de ácido sulfúrico a partir de ácido gastado, para así diseñar una tecnología factible y simple a la vez.

Se puede observar que existe una gran cantidad de estudios realizados al respecto, de los cuales la mayoría de ellos utilizan el proceso de evaporación a vacío en circulación forzada en dos o más etapas (para lograr un mejor rendimiento de evaporación) o evaporaciones a presión ambiental. Estas etapas están relacionadas al nivel de dilución en que se encuentre el ácido gastado y el nivel de pureza que se requiere obtener. Pero siguen siendo procesos complejos y a la vez requieren alcanzar altas temperaturas de operación. Lo bueno es que muchos de los procesos existentes, utilizan el calor generado en los diversos procesos que existen en una planta de ácido para calentar o enfriar las corrientes, generando con esto una optimización a estas plantas.

El proceso seleccionado consta de una etapa de remoción de arsénico, como se explicó en el punto anterior más el proceso de concentración de ácido (evaporación), con el cual se logrará la eliminación de las impurezas presentes en el ácido gastado (Cloruros y Fluoruros). El siguiente paso es la descomposición térmica del ácido sulfúrico, en donde se logra eliminar por completo las impurezas, a una temperatura aprox. de 400°C, obteniéndose trióxido de azufre y vapor de agua, los cuales son separados de los componentes en estado líquido, y así condensar esta corriente y obtener un ácido sulfúrico concentrado.

La descomposición térmica presenta una innovación, con respecto a los procesos convencionales, es decir, la formación de dióxido de azufre y vapor de agua, en un rango de temperatura de 700 - 800°C. En éste reactor se dará paso a la formación de trióxido de azufre y vapor de agua<sup>8</sup>, en vez de utilizar un reactor catalítico para la oxidación de trióxido de azufre en dióxido de azufre. Este cambio no solo disminuye los requerimientos energéticos propios de la operación, sino que también disminuye los costos de inversión.

## 2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, el proceso seleccionado, el cual se aprecia en la figura 4 consta de las siguientes etapas principales:

- Enfriamiento y filtrado de sólidos.
- Concentración del ácido.
- Descomposición térmica.
- Condensación del ácido sulfúrico.

---

<sup>8</sup> Ver Sección 2.4 Bases Teóricas del Proceso Escogido

El ácido gastado es almacenado inicialmente en TK -1 para luego ser enviado a la etapa de enfriamiento (TK – 2 e I - 1) en donde por medio de dos estanques y dos intercambiadores de calor se enfría la solución de ácido sulfúrico gastado para lograr la precipitación del arsénico presente, en la forma de  $As_2O_3$ . Este enfriamiento se efectúa desde los 70°C que viene el ácido gastado hasta los 30°C con agua de enfriamiento, la cual es reutilizada en otras etapas del proceso.

Una vez disminuida la temperatura del ácido gastado, es enviada al espesador (D - 1) en donde el precipitado (en forma de pulpa) son enviados a un proceso de filtración (F-1) para obtener un barro arsenical, el cual es enviado para su tratamiento. Mientras tanto el ácido limpio es enviado a un nuevo estanque (TK – 3), en donde se juntan las corrientes provenientes del proceso de filtrado (F-1) y el espesador.

Una vez limpio el ácido sulfúrico gastado es enviado al proceso de concentración por medio de un sistema de evaporación de cinco etapas a vacío (ver figura 5), en donde la corriente gaseosa es enviada a un condensador para luego ser enviada a tratamiento por la presencia de iones cloruros y fluoruros presentes.

En cambio el ácido ya concentrado es enviado a una etapa de precalentamiento de la solución (intercambiadores I - 2, I - 3 e I - 4) para disminuir los gastos energéticos del reactor, en donde se utilizará para su calentamiento la corriente gaseosa proveniente desde el reactor, para lograr que el trióxido de azufre y el vapor de agua reaccionen para formar ácido sulfúrico regenerado (condensación del ácido sulfúrico).

La corriente del ácido precalentada a la salida de I - 4 ingresa a la etapa de la descomposición térmica, la cual se lleva a cabo en R – 1 en donde se descompone el ácido presente en trióxido de azufre y vapor de agua a una temperatura de 382°C. La mezcla resultante (trioxido de azufre, vapor de agua, oxígeno, dióxido de azufre y restos de ácido sulfúrico que no reaccionó) ingresan a un separador mecánico (S -1)

en donde se descarta la corriente líquida por su baja concentración de ácido y alto contenido de minerales, la cual es enfriada en I - 4 e I - 6 para su posterior almacenaje en TK - 5 (estanque de ácido mineralizado) para tratamiento.

El ácido sulfúrico regenerado a la salida de I - 2 es enviado a una última etapa de enfriamiento (I - 5), la cual utiliza el agua proveniente desde TK - 2 e I - 1. Esta corriente de ácido ya fría a una temperatura de 50°C es enviada a un nuevo separador mecánico (S - 2) en donde la corriente gaseosa, que corresponde al resto de dióxido de azufre y oxígeno, es enviada a una etapa de desulfuración de gases, en donde en contacto con una solución alcalina se logra la formación de Sulfato de Calcio para su posterior comercialización.

Finalmente la corriente líquida proveniente desde el segundo separador mecánico es ácido sulfúrico regenerado al 96% p/p que es enviada a un estanque acumulador (TK - 4) para su comercialización y uso.

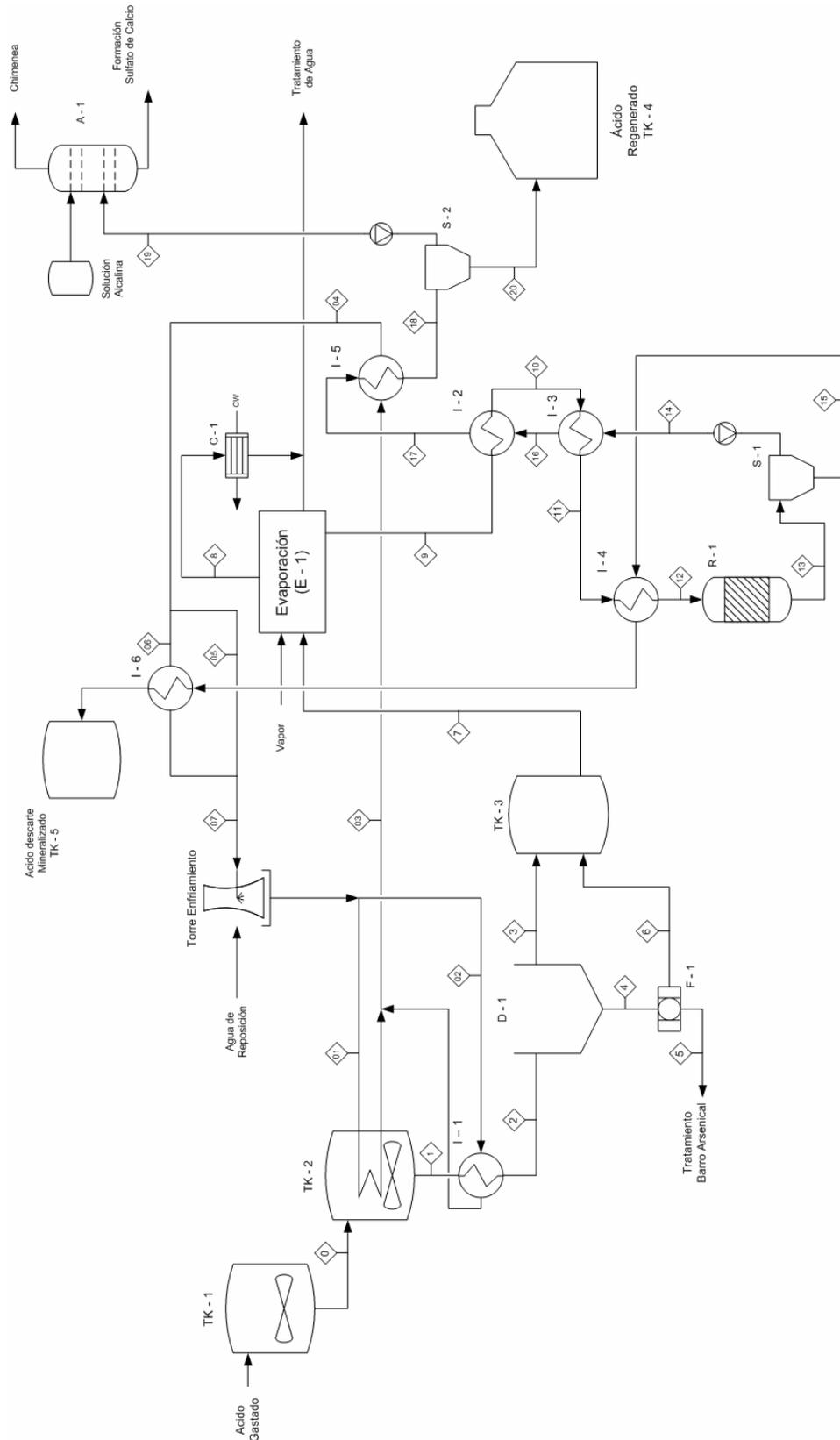


Figura 4 - Esquema Proceso Regeneración de Ácido Sulfúrico

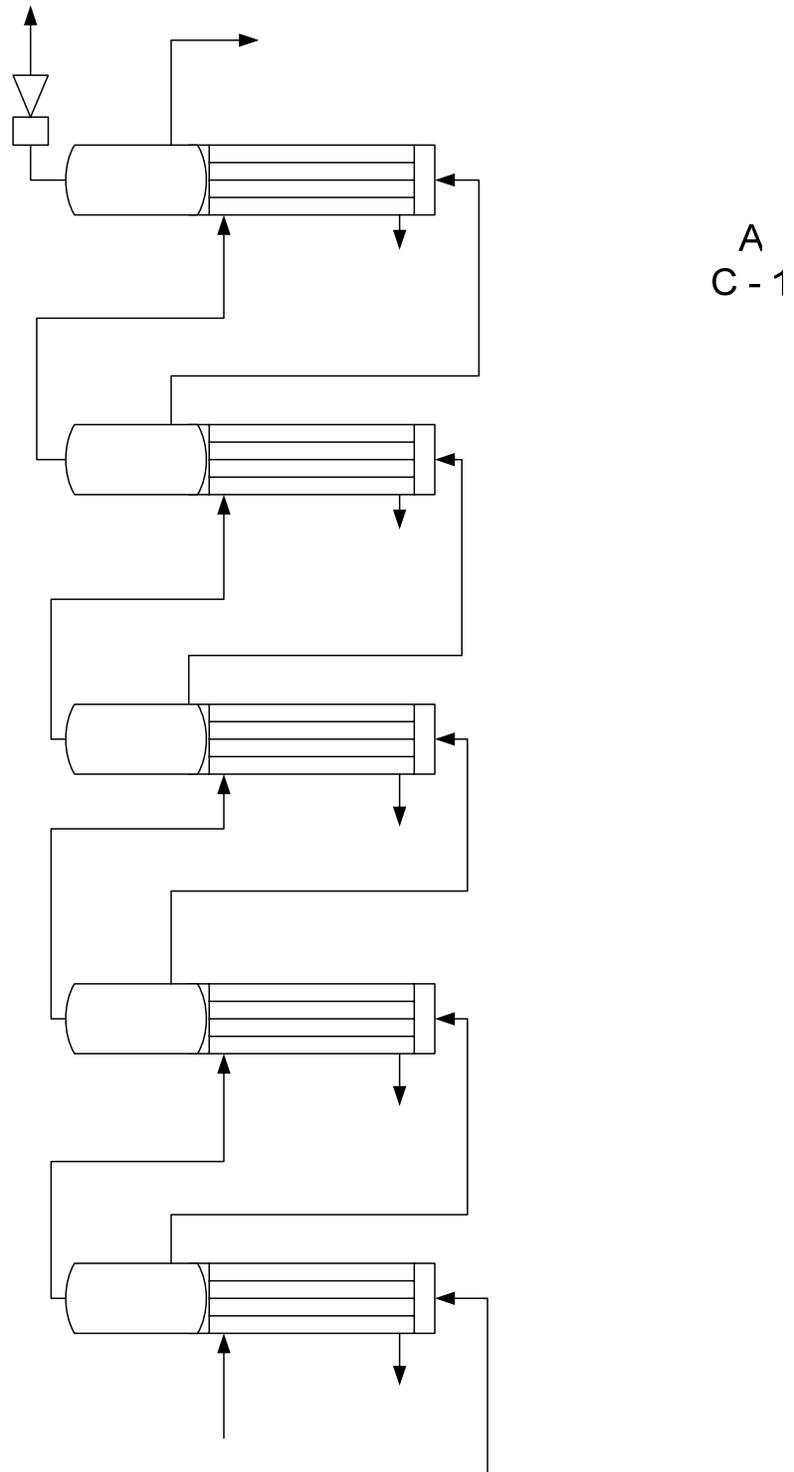


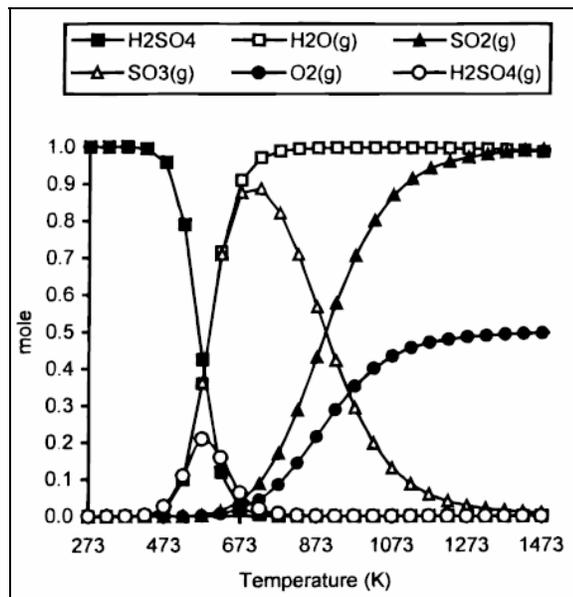
Figura 5 - Proceso de Evaporación

## 2.4 BASES TEÓRICAS DEL PROCESO ESCOGIDO

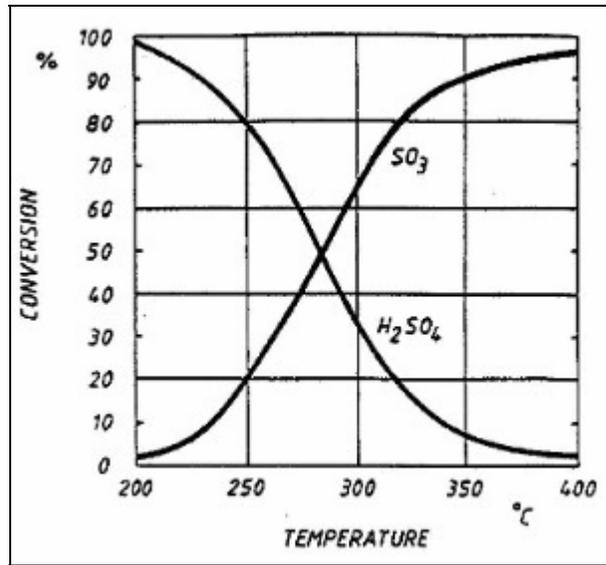
### 2.4.1 REACTOR (R – 1)

La innovación que presenta este proceso apunta a descomponer en un reactor el ácido sulfúrico en trióxido de azufre y vapor de agua con el fin de facilitar la separación de estos componentes, obteniendo una corriente gaseosa rica en trióxido de azufre y otra de ácido sulfúrico líquido como remanente el cual se descarta del proceso. La descomposición del ácido gastado se basa en un estudio de la cinética de reacción de éste ácido a altas temperaturas (8).

Este estudio postula que en una primera etapa la descomposición del ácido sulfúrico puro mediante la evaporación y la conversión a trióxido de azufre y vapor de agua; estos dos procesos ocurren en el mismo rango de temperatura, dejando una mezcla de estos gases, en donde se observa una disociación completa sobre los 723 K. El trióxido de azufre no es estable a altas temperaturas y se descompone, permitiendo la descomposición a dióxido de azufre, la cual ocurre sobre los 700 K y haciéndose completa cerca de los 1.200 K. Lo cual se aprecia en las figura 6 y la figura 7 (7).



Fuente: A Kinetic Study of the Decomposition of Spent Sulfuric Acid at High Temperature  
 Figura 6 - Descomposición de Ácido Sulfúrico puro



Fuente: Sulphuric Acid on the Web

Figura 7 - T° v/s Conversión descomposición Ácido Sulfúrico

Se observa que dos reacciones diferentes compiten dependiendo de la temperatura. La descomposición del ácido sulfúrico a trióxido de azufre y vapor de agua es predominante entre 400 y 700 K. La formación de pequeñas cantidades de dióxido de azufre se puede observar. Sobre los 673 K la constante de equilibrio de la reacción 1 (Rxn 1) se incrementa rápidamente



La segunda reacción (representada en la reacción 2, Rxn 2) es la reducción del trióxido de azufre a dióxido de azufre. Ésta reacción es de naturaleza endotérmica y necesita altas temperaturas para que se lleve a cabo, su constante de equilibrio es mayor a 1 sobre los 1.050 K.



Como se aprecia en la figura 6 a una temperatura un poco mayor a 673 K se alcanza un máximo de concentración de trióxido de azufre, el cual disminuye rápidamente por

la conversión de éste a dióxido de azufre, por lo que no es recomendable operar a esta temperatura, para minimizar la perdida antes de alcanzar la conversión máxima a trióxido de azufre, por lo que se decide que la temperatura de salida del reactor será de 655K.

### 2.4.2 DESULFURACION DE GASES (D – 1)

La desulfuración de gases, también conocida como FGD (flue gas desulfurization), es una tecnología utilizada para remover dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) desde los gases de salida, debido a la normativa de protección del medio ambiente (9).

La remoción del dióxido de azufre puede realizarse mediante variados procesos, como se aprecia en la figura 8, entre los más comunes se encuentran el scrubbing húmedo, en el cual se utiliza un absorbente alcalino (cal, caliza o agua de mar), los lavadores spray en seco y los sistemas de inyección de absorbente seco, observando que los rendimientos de estas tecnologías son mayores al 95% (10).

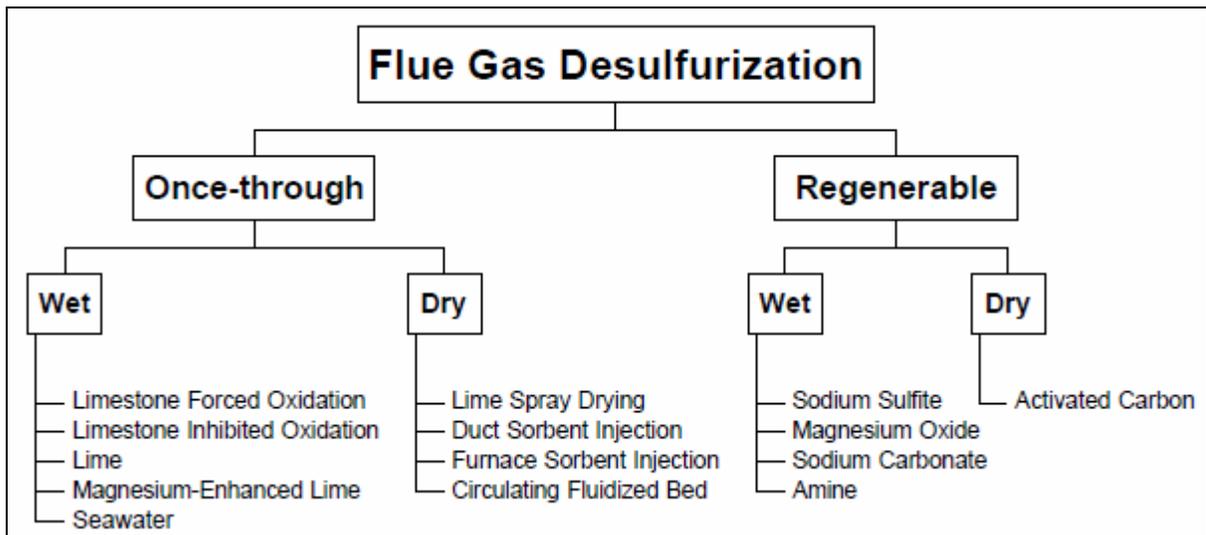
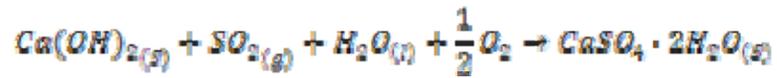


Figura 8 – Tecnologías de desulfuración de gases

La reacción que se lleva a cabo en un proceso de lavado húmedo utilizado como absorbente lechada de cal es la siguiente:



Un esquema de cómo se lleva a cabo el lavado húmedo se aprecia en la figura 9.

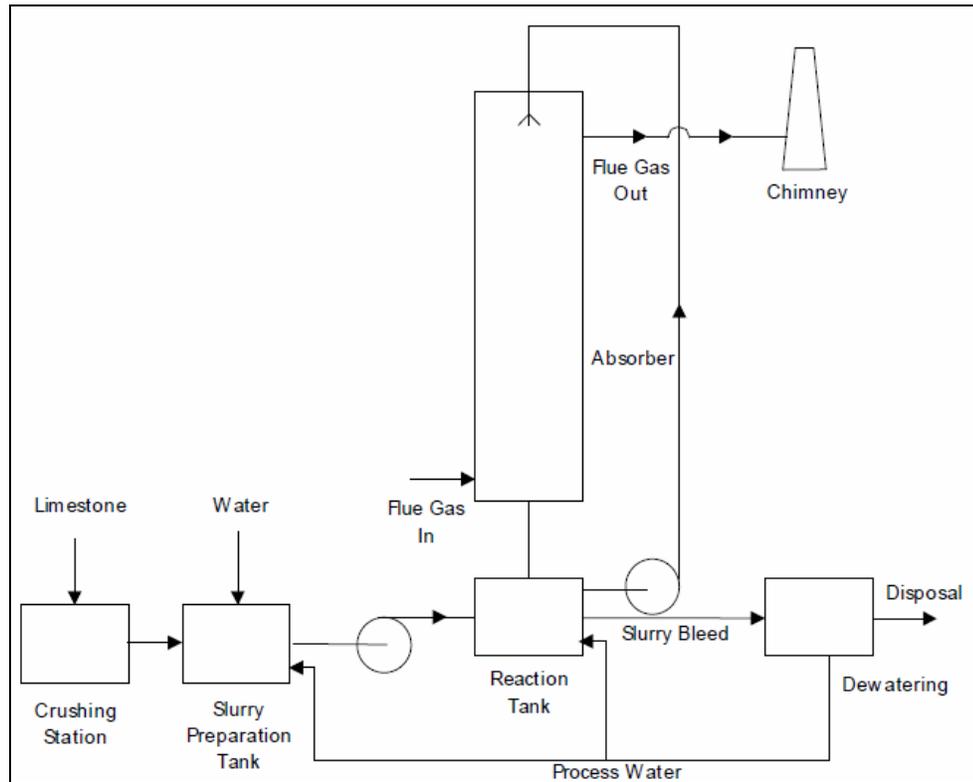


Figura 9 – Esquema general FGD de lavado húmedo

Finalmente la cantidad de dióxido de azufre que sale al ambiente junto con los gases de chimenea se minimiza y se logra obtener un producto comercial que es el sulfato de calcio hidratado ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) el cual posee diversos usos industriales (11).

## **CAPÍTULO III BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**

### 3.1 INTRODUCCIÓN

La planta de regeneración de ácido sulfúrico se plantea para una producción de 100 t/h de ácido con una pureza del 96% p/p. El detalle de los balances de masa y energía para cada una de las etapas involucradas en el proceso de detallan a continuación.

En la tabla 4 se muestra la caracterización del ácido tipo C en función de la tabla 3, considerando las concentraciones máximas experimentadas durante el año 2007.

Tabla 4 - Ácido Tipo C alimentado

|               |            |      |
|---------------|------------|------|
| Acido gastado | 247.174,83 | kg/h |
| Cu            | 1.677,16   | kg/h |
| Fe            | 764,33     | kg/h |
| Pb            | 545,73     | kg/h |
| Zn            | 165,31     | kg/h |
| Mo            | 32,98      | kg/h |
| Na            | 313,59     | kg/h |
| Al            | 110,94     | kg/h |
| F-            | 1.080,98   | kg/h |
| Cl-           | 1.172,92   | kg/h |
| Hg            | -          | kg/h |
| As            | 3.486,44   | kg/h |
| Densidad      | 1,4        | Kg/l |

### 3.2 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK – 1

#### Balance de Masa

- No ocurren reacciones en el estanque.
- La estadía de la solución es sólo pasajera.

#### Balance de Energía

- Se asume que las pérdidas de calor al exterior son despreciables en las paredes.

### 3.3 ESTANQUES ALMACENAMIENTO TK -2

En los estanques de TK – 2 (TK-2.1 y TK - 2.2) no ocurren reacciones, solo se utilizan como almacenamiento y enfriamiento de solución, su residencia es solo pasajera. En la tabla 5 se muestra la información general de las corrientes de entrada y salida a uno de los estanques de enfriamiento de solución para el desarrollo que se presenta. Se considera para los cálculos solo un estanque, considerando que los dos son iguales.

En la figura 10 se pueden apreciar las corrientes de entrada y salida de ácido como también la corriente de agua de enfriamiento (corrientes 01 y 03 respectivamente).

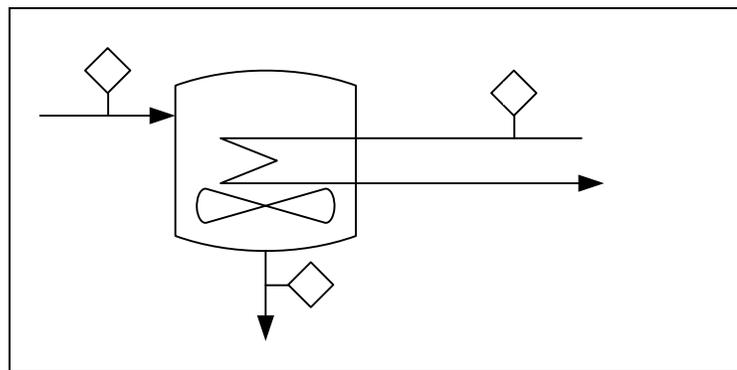


Figura 10 - Balance de Energía TK - 2

Tabla 5 - Balance de Energía estanque TK – 2

| Corriente 0 |            |      | Corriente 1 |            |      |
|-------------|------------|------|-------------|------------|------|
| Acido       | 123.587,41 | kg/h | Acido       | 123.587,41 | kg/h |
| T°          | 70         | °C   | T°          | 55         | °C   |

El balance de energía a este equipo se desarrolla para enfriar la corriente de ácido y lograr la formación de trióxido de arsénico. El balance de energía se plantea como:

$$Q_{acido} = -Q_{agua\ enfriamiento} \tag{Ec. 1}$$

$$m_{acido} \cdot Cp_{acido} \cdot \Delta T_{acido} = -m_{agua} \cdot \Delta H_{agua} \tag{Ec. 2}$$

TK - 2

En la tabla 6 y 7 se aprecian los calores específicos, las temperaturas consideradas para cada una de las corrientes respectivas y las entalpías de líquido del agua (12) para obtener con esto el flujo de agua necesario ( $m_{\text{agua}}$ ). El flujo de ácido considerado para los cálculos es de 123.587,41 kg/h.

Tabla 6 - Calores específicos TK - 2 (13)

| Compuesto                            | cal/g.°C | kJ/kg °C |
|--------------------------------------|----------|----------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (45%) | 0,6359   | 2,658    |

Tabla 7 - Temperaturas y entalpías de líquido de Corrientes TK - 2

| Temperatura   |      |    | Entalpia de Liquido |       |
|---------------|------|----|---------------------|-------|
| Acido entrada | 70,0 | °C | -                   | -     |
| Acido salida  | 55,0 | °C | -                   | -     |
| Agua entrada  | 25,0 | °C | 104,83              | kJ/kg |
| Agua salida   | 45,0 | °C | 188,43              | kJ/kg |

$$m_{\text{agua}} = \frac{m_{\text{acido}} \cdot C_{p_{\text{acido}}} \cdot \Delta T_{\text{acido}}}{-\Delta H_{\text{agua}}}$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{123.587,41 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 2,658 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \cdot (70[^\circ\text{C}] - 55[^\circ\text{C}])}{-(104,83 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] - 188,43 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right])}$$

$$m_{\text{agua}} = 58.940,55 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{agua}} = 58,94 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Por lo tanto, el agua requerida para los dos estanques de enfriamiento es de:

$$m_{\text{agua}} = 2 \cdot 58,94 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$m_{\text{agua}} = 117,88 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

### 3.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR I – 1

La función de este proceso de intercambio de calor es lograr la disminución completa de la temperatura del ácido sulfúrico gastado a 30°C, para lo cual se utilizará agua de enfriamiento de la misma manera que en los estanques TK – 2. De la misma manera que en los estanque anteriores, se diseñaran dos intercambiadores de calor para enfriar cada una de las corrientes de los estanques TK-2.1 y TK - 2.2 en los respectivos I - 1.1 e I - 1.2. Para éste caso se procederá a diseñar solo uno de ellos, considerando que sus características son idénticas.

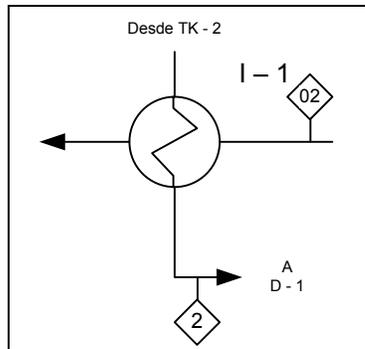


Figura 11 - Esquema Intercambiador I - 1

En la tabla 8 se muestra la información general de las corrientes de entrada y salida al estanque de enfriamiento de solución.

Tabla 8 - Flujos Intercambiador de calor I – 1

| Corriente 1 |            |      | Corriente 2 |            |      |
|-------------|------------|------|-------------|------------|------|
| Acido       | 123.587,41 | kg/h | Acido       | 123.587,41 | kg/h |
| T°          | 55,0       | °C   | T°          | 30,0       | °C   |

Se consideraran las mismas condiciones mostradas en la tabla 6 para el desarrollo del balance de energía del proceso en las condiciones del ácido. Para el caso del agua, se aprecia en la tabla 9 las condiciones de entrada y salida, considerando que el agua entra al intercambiador a 25°C y tiene una temperatura de salida de 45°C.

Tabla 9 - Temperaturas y entalpías de líquido de Corrientes I -1

| Temperatura   |      |    | Entalpia de Liquido (12) |       |
|---------------|------|----|--------------------------|-------|
| Acido entrada | 55,0 | °C | -                        | -     |
| Acido salida  | 30,0 | °C | -                        | -     |
| Agua entrada  | 25,0 | °C | 104,83                   | kJ/kg |
| Agua salida   | 45,0 | °C | 188,43                   | kJ/kg |

El balance de energía a este intercambiador se desarrolla utilizando las ecuaciones 3 y 4 respectivamente. El balance de energía se plantea como:

$$m_{\text{agua}} = \frac{m_{\text{acido}} \cdot C_{p_{\text{acido}}} \cdot \Delta T_{\text{acido}}}{-\Delta H_{\text{agua}}}$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{123.587,41 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 2.658 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right] \cdot (55[^\circ\text{C}] - 30[^\circ\text{C}])}{-(104,83 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] - 188,43 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right])}$$

$$m_{\text{agua}} = 98.234,25 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{agua}} = 98,23 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Por lo tanto, el agua requerida para los dos estanques de enfriamiento es de:

$$m_{\text{agua}} = 2 \cdot 98,23 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$m_{\text{agua}} = 196,46 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

### 3.5 ESPESADOR

Una vez enfriado el ácido, es llevado a un estanque de sedimentación por la generación de partículas sólidas (cristales) de trióxido de arsénico. El ácido sin impurezas descarga por rebalse, lo cual se puede apreciar en la figura 12. En cambio el sedimento es enviado posteriormente a etapa de filtrado.

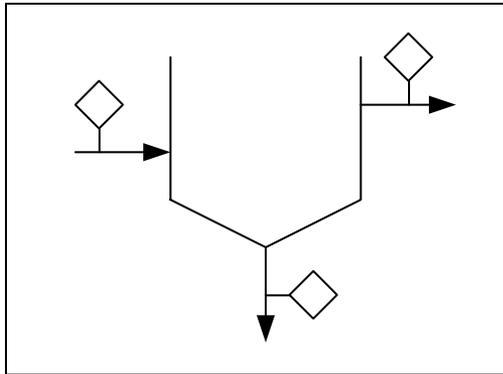


Figura 12 - Espesador

2

El balance de masa se plantea con las siguientes consideraciones:

- El Trióxido de arsénico que precipita es el 50% p/p
- Ácido a corriente 4 es el 5,0% p/p del ácido alimentado

$$F_2 = F_3 + F_4 \quad (\text{Ec. 3})$$

$$F_4 = 0,05 \cdot F_2 \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde:

$F_2$  = Flujo alimentación espesador<sup>9</sup> (kg/h)

$F_3$  = Flujo overflow espesador (kg/h)

$F_4$  = Flujo underflow espesador (kg/h)

Por lo tanto, al considerar la ecuación 4, el flujo de la corriente  $F_4$  es de:

$$F_4 = 0,05 \cdot 247.174,82 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$F_4 = 12.358,74 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Y el flujo overflow, al considerar la ecuación 3, es de:

$$F_3 = F_2 - F_4$$

<sup>9</sup> Corresponde al flujo de ambos intercambiadores en I – 2

$$F_3 = 247.174,82 \left[ \frac{kg}{h} \right] - 12.385,74 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$F_3 = 234.816,08 \frac{kg}{h}$$

Al considerar un balance al trióxido de arsénico se debe considerar, la suposición antes planteada con lo cual las corrientes  $F_3$  y  $F_4$ , quedan con un flujo de trióxido de arsénico de 1.743,22 kg/h cada una respectivamente, en comparación a los 3.486,44 kg/h con los cuales viene la corriente de alimentación al espesador ( $F_2$ ).

Por lo tanto, en la tabla 10 se aprecia el balance de masa del espesador.

Tabla 10 - Balance de Masa Espesador

| Corriente 2 |            |      | Corriente 3 |            |      | Corriente 4 |           |      |
|-------------|------------|------|-------------|------------|------|-------------|-----------|------|
| Acido       | 247.174,82 | kg/h | Acido       | 234.816,07 | kg/h | Acido       | 12.358,74 | kg/h |
| As          | 3.486,44   | kg/h | As          | 1.743,22   | kg/h | As          | 1.743,22  | kg/h |

### 3.6 FILTRO F - 1

La corriente 4, proveniente desde la etapa de la decantación, debe ser filtrada para recuperar el ácido sulfúrico gastado presente en esta pulpa que se forma. Es por ello que se pretende filtrar esta corriente para recuperar el 95% p/p del ácido sulfúrico gastado presente en dicha corriente. Una representación de ésta etapa se aprecia en la figura 13.

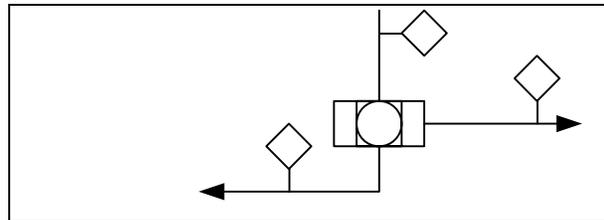


Figura 13 - Esquema Filtro F - 1

Para el desarrollo del balance de masa, se consideran las siguientes suposiciones planteadas:

- Todo el trióxido de arsénico presente queda retenido en el filtro
- Ácido recuperado 95% p/p

Al haber desarrollado el proceso de filtrado se envía la corriente 6 hacia el estanque TK – 3. En cambio, la corriente 5, puede ser enviada a tratamiento para la eliminación del arsénico presente.

En la tabla 11 se aprecia, el detalle de las corrientes involucradas en esta etapa del proceso.

Tabla 11 - Balance de Masa Filtro F – 1

| Corriente 4 |           |      | Corriente 5 |          |      | Corriente 6 |           |      |
|-------------|-----------|------|-------------|----------|------|-------------|-----------|------|
| Acido       | 12.358,74 | kg/h | Acido       | 617,94   | kg/h | Acido       | 11.740,80 | kg/h |
| As          | 1.743,22  | kg/h | As          | 1.743,22 | kg/h | As          | -         | kg/h |

### 3.7 ESTANQUE DE ALMACENAMIENTO TK - 3

Una vez filtrada la solución en F-1, la corriente de ácido recuperado (corriente 3) con la corriente de ácido limpia desde espesador (corriente 6) se mezcla en este estanque de almacenamiento TK – 3, como se aprecia en la figura 14.

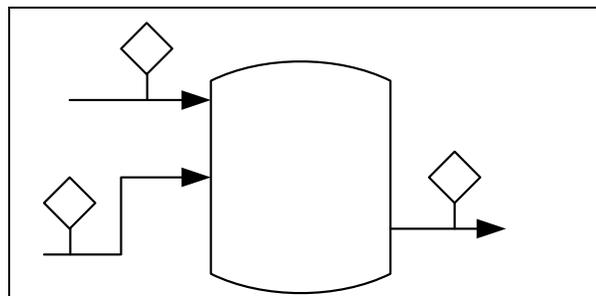


Figura 14 - Esquema Estanque TK - 3

El balance de masa se plantea de la siguiente manera para TK - 3:

$$F_7 = F_3 + F_6 \tag{Ec. 5}$$

Donde

$F_7$  = Flujo salida TK - 3 (kg/h)

$F_3$  = Flujo de rebalse ácido limpio desde espesador (kg/h)

$F_6$  = Flujo desde filtración (kg/h)

Por lo tanto, al considerar la ecuación 5<sub>2</sub> el flujo de salida desde TK – 3 es de:

$$F_7 = 234.816,07 \left[ \frac{kg}{h} \right] + 11.740,80 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$F_7 = 246.556,87 \frac{kg}{h}$$

Con respecto al balance de energía se asume despreciable las pérdidas de calor con las paredes

### 3.8 EVAPORADOR DE CINCO EFECTOS E – 1

Para la remoción de algunas de impurezas (F, Cl y Hg) presentes en el ácido gastado se plantea una etapa de evaporación, lo que según datos bibliográficos logra remover un 90% p/p de las impurezas antes mencionadas. El proceso de evaporación se aprecia en las figuras 15 y 16 respectivamente.

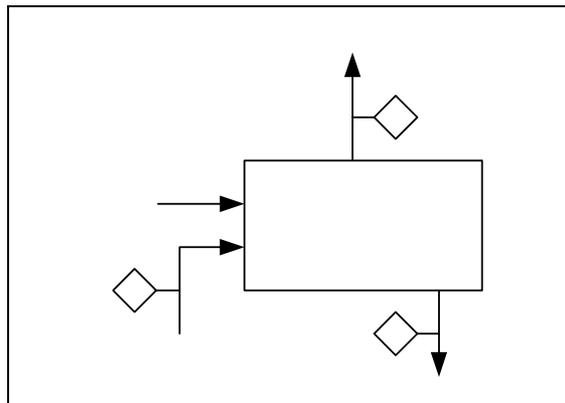


Figura 15 – Esquema general E-1

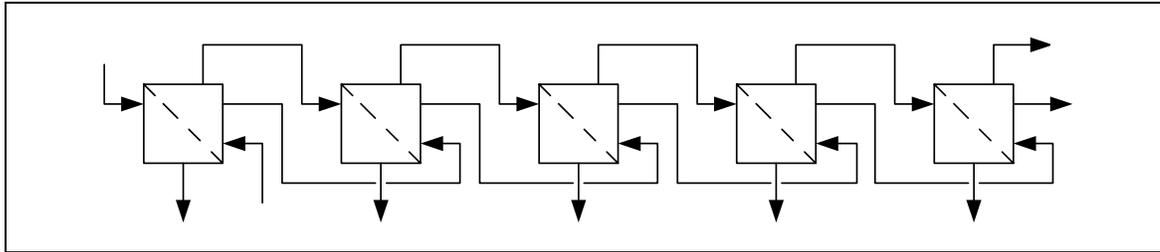


Figura 16 – Esquema detallado proceso E-1  
Entrada

Se espera evaporar un flujo de vapor de 131.844,39 kg/h de agua para concentrar el ácido desde 45,13% a 97,00% en cinco etapas para lo cual se utilizará vapor a 2 atm.

En la tabla 12 se aprecia los datos principales de las corrientes 8 y 9 respectivamente.

Tabla 12 - Corrientes de entrada y salida de Acido en E-1

| Corriente 8 |            |      | Corriente 9 |            |      |
|-------------|------------|------|-------------|------------|------|
| Kg Acido    | 246.556,87 | kg/h | Kg Acido    | 114.712,49 | kg/h |
| T°          | 30         | °C   | T°          | 95         | °C   |
| F-          | 1.080,98   | kg/h | F-          | 108,10     | kg/h |
| Cl-         | 1.172,92   | kg/h | Cl-         | 117,29     | kg/h |
| Hg          | -          | kg/h | Hg          | -          | kg/h |

Para el desarrollo del balance de masa y energía al evaporador se plantean en la tabla 13 los datos necesario de entalpías y calores de vaporización a las distintas etapas y en la tabla 14 los calores específicos del ácido sulfúrico gastado, considerando como supuesto que en cada etapa se evapora la misma cantidad de agua<sup>10</sup>.

Tabla 13 - Datos de Entalpías Etapas E - 1 (12)

|                    | Presión (atm) | T (°C) | ΔT (°C) | λ (kJ/kg) | H líquido (kJ/kg) | H vapor (kJ/kg) |
|--------------------|---------------|--------|---------|-----------|-------------------|-----------------|
| Vapor al 1° efecto | -             | 125,0  |         | 2.187,19  |                   |                 |
| Ebull 1 y cond 1   | 2,00          | 120,8  | 4,20    | 2.199,80  | 507,44            | 2.707,60        |
| Ebull 2 y cond 2   | 1,60          | 113,8  | 6,97    | 2.218,96  | 478,17            | 2.697,40        |

<sup>10</sup> Este supuesto es solo para obtener los datos de capacidad calorífica.

|                  | Presión (atm) | T (°C) | ΔT (°C) | λ (kJ/kg) | H líquido (kJ/kg) | H vapor (kJ/kg) |
|------------------|---------------|--------|---------|-----------|-------------------|-----------------|
| Ebull 3 y cond 3 | 1,30          | 107,6  | 6,23    | 2.235,80  | 452,03            | 2.688,00        |
| Ebull 4 y cond 4 | 0,90          | 97,1   | 10,50   | 2.263,60  | 408,08            | 2.671,65        |
| Ebull 5 y cond 5 | 0,80          | 93,90  | 3,20    | 2.272,00  | 394,59            | 2.666,50        |

Tabla 14 - Calores específicos Acido Sulfúrico Gastado (13)

|              | Concentración H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | Cp (kJ/kg_°C) |
|--------------|--|---------------|
| al 1° efecto | 45,13%                                       | 2,614         |
| al 2° efecto | 50,53%                                       | 2,476         |
| al 3° efecto | 57,41%                                       | 2,266         |
| al 4° efecto | 66,45%                                       | 2,058         |
| al 5° efecto | 78,87%                                       | 1,884         |
| salida       | 97,00%                                       | 1,423         |

Con los datos expuestos anteriormente en las tablas se plantearan el balance de masa general y los balances de energía a cada una de las etapas, los cuales se aprecian desde la ecuación 6 a la ecuación 11, como se aprecia en la figura 17.

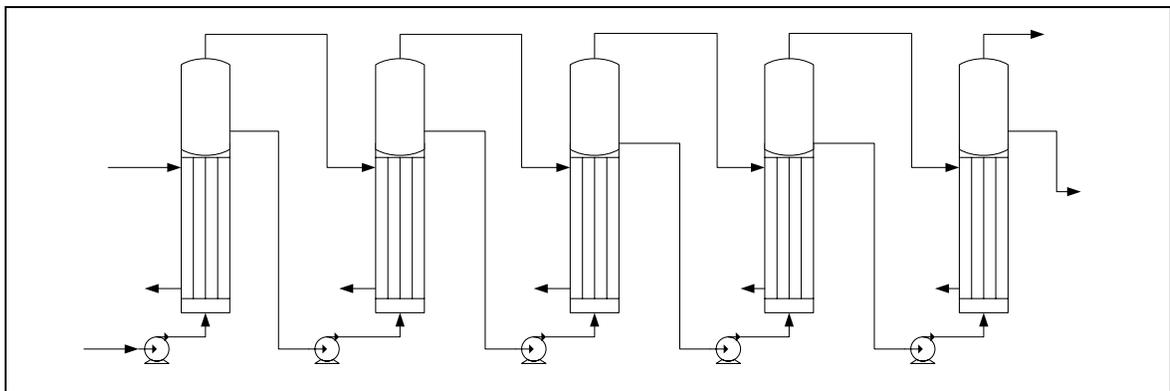


Figura 17 –Esquema Evaporador E - 1

Balance de Masa ácido

$$C = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5 + M \quad (\text{Ec. 6})$$

Balance de energía al 1° efecto

$$W \cdot \lambda_w + C \cdot cp_c \cdot t_c = E_1 \cdot H_{E1} + S_1 \cdot cp_{S1} \cdot t_{S1} \quad (\text{Ec. 7})$$

Donde:

$$S_1 = C - E_1 \quad (\text{Ec. 7.1})$$

Balance de energía al 2º efecto

$$E_1 \cdot H_{E1} + S_1 \cdot cp_{S1} \cdot t_{S1} = E_2 \cdot H_{E2} + S_2 \cdot cp_{S2} \cdot t_{S2} \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde:

$$S_2 = C - E_1 - E_2 \quad (\text{Ec. 8.1})$$

Balance de energía al 3º efecto

$$E_2 \cdot H_{E2} + S_2 \cdot cp_{S2} \cdot t_{S2} = E_3 \cdot H_{E3} + S_3 \cdot cp_{S3} \cdot t_{S3} \quad (\text{Ec. 9})$$

Donde:

$$S_3 = C - E_1 - E_2 - E_3 \quad (\text{Ec. 9.1})$$

Balance de energía al 4º efecto

$$E_3 \cdot H_{E3} + S_3 \cdot cp_{S3} \cdot t_{S3} = E_4 \cdot H_{E4} + S_4 \cdot cp_{S4} \cdot t_{S4} \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

$$S_4 = C - E_1 - E_2 - E_3 - E_4 \quad (\text{Ec. 10.1})$$

Balance de energía al 5º efecto

$$E_4 \cdot H_{E4} + S_4 \cdot cp_{S4} \cdot t_{S4} = E_5 \cdot H_{E5} + M \cdot cp_M \cdot t_M \quad (\text{Ec. 11})$$

A continuación se muestra el desarrollo de cada una de éstas 6 ecuaciones, las cuales fueron desarrolladas por medio de la herramienta Solver de Microsoft Excel.

$$246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5 + 114.712,49 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$\begin{aligned}
 W \cdot 2.187,19 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 2,614 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 30[^\circ C] \\
 = E_1 \cdot 2.707,6 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 \right) \cdot 2,476 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 120,8[^\circ C]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E_1 \cdot 2.707,6 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 \right) \cdot 2,476 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 120,8[^\circ C] \\
 = E_2 \cdot 2.697,4 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 - E_2 \right) \cdot 2,266 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\
 \cdot 113,8[^\circ C]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E_2 \cdot 2.697,4 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 - E_2 \right) \cdot 2,266 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 113,8[^\circ C] \\
 = E_3 \cdot 2.688 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 - E_2 - E_3 \right) \cdot 2,056 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\
 \cdot 107,6[^\circ C]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E_3 \cdot 2.688 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 - E_2 - E_3 \right) \cdot 2,056 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 107,6[^\circ C] \\
 = E_4 \cdot 2.671,65 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 - E_1 - E_2 - E_3 - E_4 \right) \cdot 1,884 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\
 \cdot 97,1[^\circ C]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E_4 \cdot 2.671,65 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + \left( 246.556,87 \left[ \frac{kg}{h} \right] - E_1 - E_2 - E_3 - E_4 \right) \cdot 1,884 \cdot 97,1[^\circ C] \\
 = E_5 \cdot 2.666,5 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + 114.712,49 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 95[^\circ C]
 \end{aligned}$$

Obteniendo como resultado:

$$\text{Flujo Vapor vivo (W)} = 42.375,26 \frac{kg}{h}$$

$$\text{Flujo Vapor 1º efecto (E}_1\text{)} = 15.887,12 \frac{kg}{h}$$

$$\text{Flujo Vapor 2º efecto (E}_2\text{)} = 21.532,50 \frac{kg}{h}$$

$$\text{Flujo Vapor 3º efecto (E}_3\text{)} = 26.636,20 \frac{kg}{h}$$

$$\text{Flujo Vapor 4º efecto}(E_4) = 31.594,94 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo Vapor a condensador}(E_3) = 36.193,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La economía del proceso de evaporación es de 3,11 kg de agua evaporada por cada kg de vapor requerido para el proceso, como se aprecia en la ecuación 12.

$$\text{economía evaporador} = \frac{\text{Flujo de Agua Evaporada}}{\text{Flujo de Vapor vivo alimentado}} \quad (\text{Ec. 12})$$

$$\text{economía evaporador} = \frac{E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5}{W}$$

$$\text{economía evaporador} = \frac{131.844,15 \left[ \frac{\text{kg agua evaporada}}{\text{h}} \right]}{42.375,26 \left[ \frac{\text{kg vapor}}{\text{h}} \right]}$$

$$\text{economía evaporador} = 3,11 \frac{\text{kg agua evaporada}}{\text{kg vapor}}$$

### 3.10 CONDENSADOR C - 1

El flujo de vapor proveniente desde la última etapa de evaporación debe ser condensada, para lo cual se utilizará agua de enfriamiento (cw), como se aprecia en la figura 18.

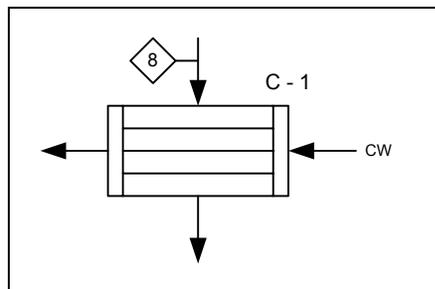


Figura 18- Esquema C - 1

Este flujo de agua de enfriamiento será alimentado a una temperatura de 25°C hasta 80°C. En la tabla 15 se aprecian las entalpias de requeridas para la condensación.

Tabla 15 – Entalpias de líquido y vaporización condensador C-1

| Temperatura (°C) | Entalpia (kJ/kg) |
|------------------|------------------|
| 25               | 104,83           |
| 80               | 334,9            |

Por medio del balance de energía se determinará el flujo de agua necesario para condensar el flujo de vapor proveniente desde la última etapa de evaporación (E<sub>5</sub>)

$$Q_{desde E-1} = -Q_{agua} \tag{Ec. 13}$$

$$m_{E-5} \cdot \lambda_{vaporizacion E-5} = -m_{agua} \cdot \Delta H_{(100-15)} \tag{Ec. 14}$$

$$m_{agua} = \frac{m_{E-5} \cdot \lambda_{vaporizacion E-5}}{-\Delta H_{(100-15)}} \tag{Ec. 15.1}$$

$$m_{agua} = \frac{36.193,39 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 2.272,0 [kJ]}{- \left( 104,83 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] - 334,9 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \right)}$$

$$m_{agua} = 357.419 \frac{kg}{h}$$

$$m_{agua} = 354,7 \frac{m^3}{h}$$

Por lo tanto, al agrupar los flujos condensados desde cada uno de las etapas del proceso de evaporación, se obtiene un flujo de desecho (agua), el cual se aprecia en la tabla 16, la cual es enviada a una planta de tratamiento para eliminar los fluoruros y cloruros presentes.

Tabla 16 – Composición corriente líquido de descarte

| Compuesto | Flujo másico(kg/h) |
|-----------|--------------------|
| Agua      | 174.219,3          |
| F-        | 972,88             |
| Cl-       | 1.055,63           |
| Hg        | -                  |

### 3.11 INTERCAMBIADOR DE CALOR I – 2

Una vez concentrado el ácido y eliminado una parte de las impurezas presentes en el ácido gastado, la corriente 9 ingresa al intercambiador de calor I – 2 para disminuir el gasto energético del reactor.

Se elevara la temperatura de la corriente 9 desde los 95°C, con los cuales sale desde el proceso de evaporación, hasta una temperatura de 125°C.

Para realizar el calentamiento de esta corriente se utilizará la corriente gaseosa proveniente desde el intercambiador I – 3 para disminuir su temperatura desde los 200°C hasta los 105°C, como se puede apreciar en la figura 19.

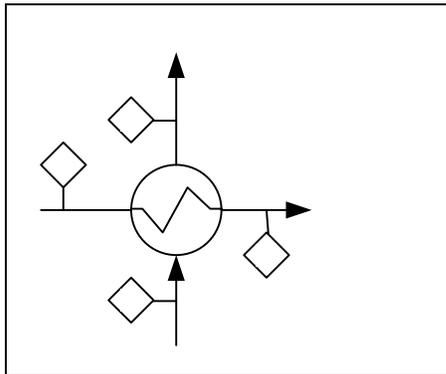


Figura 19- Esquema I - 2

En este rango de temperatura ocurre la formación de ácido sulfúrico, expresada en la reacción 3, a una temperatura de alrededor de los 150°C,



En las tablas 17 y 18 se muestran los flujos de las corrientes 16 y 17 tomando en cuenta la reacción 3 antes planteada para el desarrollo del balance de masa. Estos resultados son obtenidos en la etapa de descomposición térmica del ácido sulfúrico y presentados en las tablas 28 y 29 respectivamente<sup>11</sup>. Las cuales serán explicados en los puntos siguientes.

Tabla 17 – Flujo másico y molar corriente 16

| Compuesto            | Flujo Másico (kg/h) | Flujo Molar (kmol/h) |
|----------------------|---------------------|----------------------|
| SO <sub>3</sub> (g)  | 79.297,70           | 991,2                |
| H <sub>2</sub> O (g) | 21.835,16           | 1.213,1              |
| SO <sub>2</sub> (g)  | 1.962,01            | 30,6                 |
| O <sub>2</sub> (g)   | 490,50              | 15,3                 |

Tabla 18 – Flujo másico y molar corriente 17

| Compuesto                      | Flujo Másico (kg/h) | Flujo Molar (kmol/h) |
|--------------------------------|---------------------|----------------------|
| SO <sub>3</sub> (g)            | 3.993,12            | -                    |
| H <sub>2</sub> O (g)           | 97.139,56           | 221,8                |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | -                   | 991,2                |
| SO <sub>2</sub> (g)            | 1.961,60            | 30,6                 |
| O <sub>2</sub> (g)             | 490,24              | 15,3                 |

El planteamiento del balance de energía se desarrollo por medio de la ecuación 16, la cual es representada por la figura 20.

$$Q_{16-17} = \Delta H_{\text{reactantes}} + \Delta H_{\text{reacción}} + \Delta H_{\text{productos}} \quad (\text{Ec. 16})$$

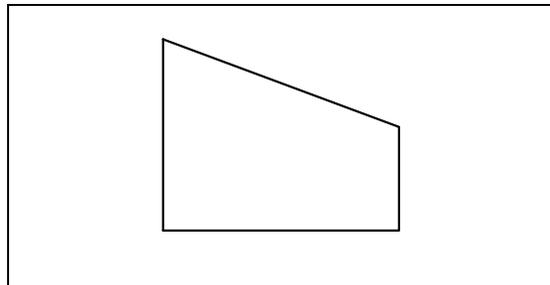


Figura 20 - Esquema representación balance de energía

<sup>11</sup> En la sección 3.14, se aprecia en detalle del cálculo de éstas corrientes

$$\Delta H_{\text{reactantes}} = (m_{\text{SO}_3} \cdot C_{p_{\text{SO}_3}} + m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} + m_{\text{SO}_2} \cdot C_{p_{\text{SO}_2}} + m_{\text{O}_2} \cdot C_{p_{\text{O}_2}}) \cdot (T_{\text{referencia}} - T_{\text{entrada}}) \quad (\text{Ec. 17})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reactantes}} &= \left( 79.297,70 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 21.835,16 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,58 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right. \\ &\quad \left. + 1.962,0 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,219 + 490,5 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,297 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right) \cdot (25[^\circ\text{C}] - 200[^\circ\text{C}]) \\ \Delta H_{\text{reactantes}} &= -5.356.034,25 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{productos}} = (m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot C_{p_{\text{H}_2\text{SO}_4}} + m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} + m_{\text{SO}_2} \cdot C_{p_{\text{SO}_2}} + m_{\text{O}_2} \cdot C_{p_{\text{O}_2}}) \cdot (T_{\text{salida}} - T_{\text{referencia}}) \quad (\text{Ec. 18})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{productos}} &= \left( 97.139,56 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 3.993,12 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,58 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right. \\ &\quad \left. + 1.961,6 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 490,24 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,297 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right) \cdot (105[^\circ\text{C}] - 25[^\circ\text{C}]) \\ \Delta H_{\text{productos}} &= 11.288.106,8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Para el desarrollo del cálculo de la entalpía de formación debemos considerar la reacción 3, con las entalpías de formación expuestas en la tabla 19.

Tabla 19 – Entalpías de Formación I - 2

| Compuesto                      | $\Delta H$ formación (kJ/kmol) (12) |
|--------------------------------|-------------------------------------|
| SO <sub>3</sub>                | 395,72                              |
| SO <sub>2</sub>                | -296,83                             |
| H <sub>2</sub> O (g)           | -241,8                              |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | -813,989                            |

T° referencia: 25°C

$$\Delta H_{\text{formación}} = \Delta H_{\text{reacción}} \quad (\text{Ec. 19})$$

$$\Delta H_{\text{reacción}} = (\Delta H_{f_{\text{H}_2\text{SO}_4}} - \Delta H_{f_{\text{SO}_3}} - \Delta H_{f_{\text{H}_2\text{O}}}) \cdot \text{moles}_{\text{SO}_3} \quad (\text{Ec. 20})$$

$$\Delta H_{\text{reacción 1}} = \left[ -813,99 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] - \left( -395,72 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \right) - 241,8 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \right] \cdot 991,22 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

$$\Delta H_{\text{reacción 1}} = -959.402,07 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, al reunir los términos de la ecuación 16, el calor entregado por la formación del ácido sulfúrico es:

$$Q_{16-17} = \left( -5.356.034,25 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] \right) + \left( -959.402,07 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] \right) + 11.288.108,8 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

$$Q_{16-17} = 4.974.162,9 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Al obtener el calor entregado por el enfriamiento y formación del ácido sulfúrico se debe corroborar el balance de energía por parte de las corrientes 9 y 10 para el calentamiento del ácido sulfúrico gastado.

En la tabla 20 se aprecia el flujo de ácido a calentar como las temperaturas de entrada y salida desde el intercambiador, donde la temperatura de salida será calculada.

Tabla 20 - Corrientes de entrada y salida de Acido en I - 2

| Corriente 9 |            |      | Corriente 10 |            |      |
|-------------|------------|------|--------------|------------|------|
| Acido       | 114.712,49 | kg/h | Acido        | 114.712,49 | kg/h |
| T           | 95,00      | °C   | T            | 125,48     | °C   |

La capacidad calorífica utilizada para el ácido sulfúrico es la expuesta en la tabla 11 a una concentración de 97%, es decir 1,423 kJ/kg·°C.

$$-Q_{\text{ácido}} = Q_{16-17} \tag{Ec. 21}$$

$$Q_{\text{ácido}} = m_{\text{ácido}} \cdot C_{p\text{ácido}} \cdot \Delta T_{\text{ácido}} \tag{Ec. 22}$$

$$Q_{\text{ácido}} = 114.712,49 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \cdot (95[^\circ\text{C}] - 125,48[^\circ\text{C}])$$

$$Q_{\text{ácido}} = -4.974.730,1 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

Por lo tanto, al reemplazar en la ecuación 21 obtenemos

$$4.974.730,1 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] \cong 4.974.162,9 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

### 3.12 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 3

Un segundo intercambiador es utilizado para seguir elevando la temperatura del ácido sulfúrico gastado antes de ingresar al reactor. En ésta etapa del proceso el ácido gastado elevará su temperatura desde los 125°C hasta los 160°C, como se aprecia en la figura 21.

Para lograr esta elevación de temperatura se enfriará la corriente gaseosa proveniente desde SLV - 1, representado por la corriente 14, desde 382°C a una temperatura de 200°C. El detalle de estas corrientes se puede apreciar en la tabla 21 y 22 respectivamente.

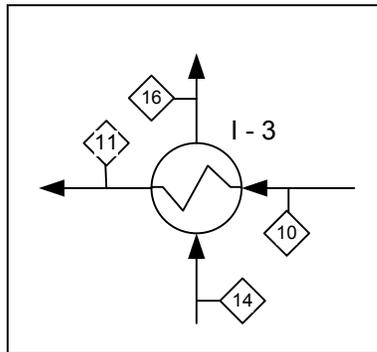


Figura 21 - Esquema Intercambiador de Calor I - 3

Tabla 21 – Flujos a enfriar en I - 3

| Corriente 14         |           |      | Corriente 16         |           |      |
|----------------------|-----------|------|----------------------|-----------|------|
| T                    | 382       | °C   | T                    | 200       | °C   |
| SO <sub>3</sub> (g)  | 79.297,70 | kg/h | SO <sub>3</sub> (g)  | 79.297,70 | kg/h |
| H <sub>2</sub> O (g) | 21.835,17 | kg/h | H <sub>2</sub> O (g) | 21.835,17 | kg/h |
| SO <sub>2</sub> (g)  | 1.962,00  | kg/h | SO <sub>2</sub> (g)  | 1.962,00  | kg/h |
| O <sub>2</sub> (g)   | 490,50    | kg/h | O <sub>2</sub> (g)   | 490,50    | kg/h |

Tabla 22 – Flujos de ácido a calentar en I - 3

| Corriente 10 |            |      | Corriente 11 |            |      |
|--------------|------------|------|--------------|------------|------|
| Acido        | 114.712,49 | kg/h | Acido        | 114.712,49 | kg/h |
| T°           | 125,48     | °C   | T            | 160,00     | °C   |

Por lo tanto, el balance de energía en esta etapa del proceso queda representado por las siguientes ecuaciones:

$$Q_{10-11} = -Q_{14-16} \tag{Ec. 23}$$

$$m_{10-11} \cdot C_{P10-11} \cdot \Delta T_{10-11} = -(\sum m_i \cdot C_{P_i}) \cdot \Delta T_{14-16} \tag{Ec. 24}$$

Donde  $m_i$  y  $C_{p_i}$ , corresponden a las masas y capacidades caloríficas de los gases de la corriente a enfriar; éstas últimas se aprecian en la tabla 23. La capacidad calorífica para calentar el ácido sulfúrico gastado será el mismo que se utilizó en el intercambiador I - 2

Tabla 23 – Capacidades caloríficas Corriente 14 - 16 (13)

| Compuesto            | Cp (kJ/kg.°C) |
|----------------------|---------------|
| SO <sub>3</sub>      | 0,219         |
| SO <sub>2</sub>      | 0,219         |
| H <sub>2</sub> O (g) | 0,580         |
| O <sub>2</sub>       | 0,297         |

Por lo tanto, el balance expuesto en la ecuación 23, queda representado por:

$$\begin{aligned}
 & 114.712,49 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \cdot (160[^\circ\text{C}] - 125,48[^\circ\text{C}]) \\
 & = - \left( 79.297,7 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 21.835,17 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,58 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right. \\
 & \left. + 1.962 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 490,5 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,296 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right) \cdot (200[^\circ\text{C}] \\
 & - 382[^\circ\text{C}]) \\
 & \qquad \qquad \qquad 5.570.093,37 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cong 5.570.192,83 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}
 \end{aligned}$$

### 3.13 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 4

Por último, el intercambiador I – 4, es la etapa previa al reactor de descomposición térmica del ácido sulfúrico gastado. En este intercambiador se precalentará por última vez el ácido desde una temperatura de 160°C a 180°C.

Esto se llevara a cabo enfriando la corriente líquida proveniente desde SLV – 1 la cual se enfriará desde los 382°C a 170°C, lo cual se aprecia en la figura 22 y en las tablas 24 y 25 respectivamente.

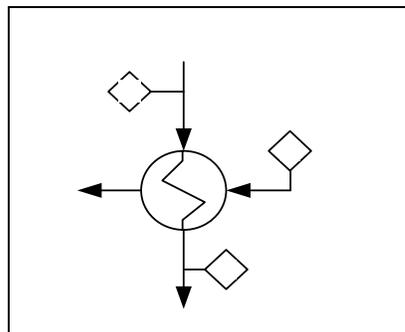


Figura 22 - Esquema Intercambiador de Calor I - 4

Tabla 24 – Corrientes a calentar en I - 4

| Corriente 11 |            |      |
|--------------|------------|------|
| Acido        | 114.712,49 | kg/h |
| T            | 160,00     | °C   |

| Corriente 12 |            |      |
|--------------|------------|------|
| Acido        | 114.712,49 | kg/h |
| T            | 180,00     | °C   |

Tabla 25 – Corrientes a enfriar en I - 4

| Corriente 15 liquido descarte      |           |      | Corriente 15 liquido descarte      |           |      |
|------------------------------------|-----------|------|------------------------------------|-----------|------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 11.127,11 | kg/h | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 11.127,11 | kg/h |
| Inertes                            | 5.578,65  | kg/h | Inertes                            | 5.578,65  | kg/h |
| Total                              | 16.705,77 | kg/h | Total                              | 16.705,77 | kg/h |
| T°                                 | 382,00    | °C   | T°                                 | 175,81    | °C   |

Por lo tanto, el balance de energía en esta etapa del proceso queda representado por las siguientes ecuaciones:

$$Q_{11-12} = -Q_{15} \tag{Ec. 25}$$

$$m_{11-12} \cdot Cp_{11-12} \cdot \Delta T_{11-12} = -m_{15} \cdot Cp_{15} \cdot \Delta T_{15} \tag{Ec. 26}$$

La capacidad calorífica para calentar y enfriar el ácido sulfúrico gastado será el mismo que se utilizó en el intercambiador I – 2. Para este balance de energía se supondrá como masa de la corriente 15 (m<sub>15</sub>), solo lo aportado por el ácido presente y no los inertes incluidos en ella.

Por lo tanto, el balance expuesto en la ecuación 26, queda representado por:

$$\begin{aligned}
 & 114.712,49 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (180[^\circ C] - 160[^\circ C]) \\
 & = -11.127,11 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (175,81[^\circ C] - 382[^\circ C]) \\
 & 3.264.717,46 \frac{KJ}{h} \approx 3.264.787,2 \frac{KJ}{h}
 \end{aligned}$$

### 3.14 REACTOR DE DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA R -1

La descomposición de ácido sulfúrico, como se aprecia en la reacción 2, se lleva a cabo a una temperatura de 382°C. La conversión del ácido sulfúrico a trióxido de azufre a ésta temperatura es del 90% (8). Además a ésta temperatura el trióxido de azufre también se descompone a dióxido de azufre en un 3% (ver reacción 3). La

representación de este proceso se aprecia en la figura 23.

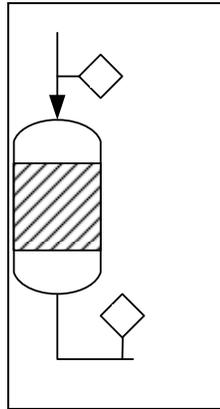


Figura 23 - Esquema R - 1

El reactor a utilizar será un reactor de tipo PFR con resistencias eléctricas para lograr una temperatura homogénea a lo largo de éste.

Los datos necesarios de peso molecular de los distintos compuestos y elementos involucrados en este proceso se aprecian en la tabla 26.

Tabla 26 – Pesos Moleculares

| Elementos | PM (kg/kmol) |
|-----------|--------------|
| Cu        | 63,50        |
| Fe        | 55,80        |
| Pb        | 207,20       |
| Zn        | 65,40        |
| Mo        | 95,40        |
| Na        | 23,00        |
| Al        | 27,00        |
| F-        | 19,00        |
| Cl-       | 35,40        |
| Hg        | 200,50       |
| As        | 75,00        |

| Compuestos                     | PM (kg/kmol) |
|--------------------------------|--------------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 98,0         |
| SO <sub>3</sub>                | 80,0         |
| H <sub>2</sub> O               | 18,0         |
| SO <sub>2</sub>                | 64,0         |
| O <sub>2</sub>                 | 32,0         |

La corriente 12, que representa, el flujo de entrada al reactor se aprecia en la tabla 27 como flujo másico y molar respectivamente utilizando los datos entregados anteriormente en la tabla 26.

Cabe señalar que debido a que el ácido gastado no se encuentra puro (se encuentra en un 97%), se considera para el balance de masa y energía, que el ácido y el agua presente como independientes uno del otro.

Tabla 27 – Flujo másico y molar corriente 12

|                                | Flujo Másico (kg/h) | Flujo Molar (kmol/h) |
|--------------------------------|---------------------|----------------------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 111.271,12          | 1.135,4              |
| Agua                           | 3.441,37            | 191,2                |
| Cu                             | 1.677,16            | 26,41                |
| Fe                             | 764,33              | 13,70                |
| Pb                             | 545,73              | 2,63                 |
| Zn                             | 165,31              | 2,53                 |
| Mo                             | 32,98               | 0,35                 |
| Na                             | 313,59              | 13,63                |
| Al                             | 110,94              | 4,11                 |
| F-                             | 108,10              | 5,69                 |
| Cl-                            | 117,29              | 3,31                 |
| Hg                             | -                   | -                    |
| As                             | 1.743,22            | 23,24                |

Al desarrollar las reacciones 2 y 3 simultáneamente y tomar las consideraciones de conversión expuestas en los puntos anteriores, se aprecia en las tablas 28 y 29 respectivamente los flujos de salida del reactor en flujos másicos y molares.

Tabla 28 – Flujo másico y composición másica corriente 13

|                                    | Flujo Másico (kg/h) | Composición Másica |
|------------------------------------|---------------------|--------------------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 11.127,1            | 9,25%              |
| SO <sub>3</sub> (g)                | 79.297,7            | 65,92%             |
| H <sub>2</sub> O (g)               | 21.835,2            | 18,15%             |
| SO <sub>2</sub> (g)                | 1.962,0             | 1,63%              |
| O <sub>2</sub> (g)                 | 490,5               | 0,41%              |
| Inertes <sup>12</sup>              | 5.578,6             | 4,64%              |
| Total                              | 120.291,1           | 100,00%            |

<sup>12</sup> Los inertes se considerarán desde este momento a todos los minerales e impurezas presentes en el ácido gastado (Cu, Fe, Pb, Zn, Mo, Na, Al, F-, Cl-, Hg y As)

Tabla 29 – Flujo molar y composición molar corriente 13

|                                    | Flujo Molar (kmol/h) | Composición Molar |
|------------------------------------|----------------------|-------------------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 113,5                | 5,01%             |
| SO <sub>3</sub> (g)                | 991,22               | 43,70%            |
| H <sub>2</sub> O (g)               | 1.021,88             | 45,05%            |
| SO <sub>2</sub> (g)                | 30,66                | 1,35%             |
| O <sub>2</sub> (g)                 | 15,33                | 0,68%             |
| Inertes                            | 95,61                | 4,21%             |
| Total                              | 2.268,2              | 100,00%           |

Para el desarrollo del balance de energía se requieren las entalpías de formación y las capacidades caloríficas de los compuestos que reaccionan, los cuales se representaron en las reacciones 2 y 3 respectivamente. En las tablas 30 y 31 se aprecian estos valores.

La temperatura de entrada al reactor es de 250°C y la temperatura de salida será de 382°C.

Tabla 30 – Entalpías de Formación

| Compuesto                      | $\Delta H$ formación (kJ/kmol) |
|--------------------------------|--------------------------------|
| SO <sub>3</sub>                | 395,72                         |
| SO <sub>2</sub>                | -296,83                        |
| H <sub>2</sub> O               | -241,82                        |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | -813,989                       |

T° referencia: 25°C

Tabla 31 – Capacidades Caloríficas utilizadas en R - 1

| Compuestos                      | Cp (kJ/kg°C) |
|---------------------------------|--------------|
| SO <sub>3</sub>                 | 0,219        |
| SO <sub>2</sub>                 | 0,219        |
| H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub> | 0,580        |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>  | 1,423        |
| O <sub>2</sub>                  | 0,297        |

El planteamiento del balance de energía se desarrollo por medio de la ecuación 27, la cual es representada por la figura 24.

$$Q = \Delta H_{\text{reactantes}} + \Delta H_{\text{reacción}} + \Delta H_{\text{productos}} \quad (\text{Ec. 27})$$

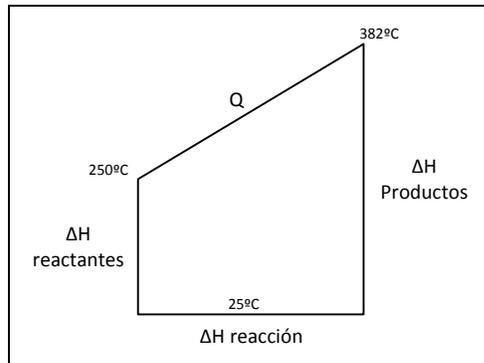


Figura 24 - Esquema representación balance de energía

$$\Delta H_{\text{reactantes}} = m_{H_2SO_4} \cdot C_{P_{H_2SO_4}} \cdot (T_{\text{referencia}} - T_{\text{entrada}}) \quad (\text{Ec. 28})$$

$$\Delta H_{\text{reactantes}} = 111.271,12 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (25[^\circ C] - 180[^\circ C])$$

$$\Delta H_{\text{reactantes}} = -24.542.514,5 \frac{KJ}{h}$$

$$\Delta H_{\text{productos}} = (m_{H_2SO_4} \cdot C_{P_{H_2SO_4}} + m_{O_2} \cdot C_{P_{O_2}} + m_{H_2O} \cdot C_{P_{H_2O}} + m_{SO_2} \cdot C_{P_{SO_2}} + m_{SO_3} \cdot C_{P_{SO_3}}) \cdot (T_{\text{salida}} - T_{\text{referencia}})$$

(Ec. 29)

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{productos}} = & (11.127,11 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] + 490,5 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,297 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\ & + 21.835,16 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,58 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] + 1.962 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\ & + 79.297,7 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]) \cdot (382[^\circ C] - 25[^\circ C]) \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{productos}} = 16.578.879,7 \frac{KJ}{h}$$

Para el desarrollo del cálculo de la entalpía de formación debemos considerar las dos reacciones involucradas en el proceso (reacciones 2 y 3). Las cuales se representan en las ecuaciones 30, 31 y 32.

$$\Delta H_{\text{reacción}} = \Delta H_{\text{reacción 1}} + \Delta H_{\text{reacción 2}} \quad (\text{Ec. 30})$$

$$\Delta H_{\text{reacción 1}} = (\Delta H_{f_{SO_3}} + \Delta H_{f_{H_2O}} - \Delta H_{f_{H_2SO_4}}) \cdot \text{moles}_{H_2SO_4} \quad (\text{Ec. 31})$$

$$\Delta H_{\text{reacción 1}} = \left[ 395,72 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] + \left( -241,82 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \right) - \left( -813,989 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \right) \right] \cdot 1.135,4 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

$$\Delta H_{\text{reacción 1}} = 1.098.940,63 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{reacción 2}} = (\Delta H_{f_{\text{SO}_2}} - \Delta H_{f_{\text{SO}_3}}) \cdot \text{moles}_{\text{SO}_3} \tag{Ec. 32}$$

$$\Delta H_{\text{reacción 2}} = \left[ \left( -296,83 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \right) - \left( 395,71 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \right) \right] \cdot 30,66 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

$$\Delta H_{\text{reacción 2}} = -21.230,81 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{reacción}} = 1.098.940,63 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] + \left( -21.230,81 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] \right)$$

$$\Delta H_{\text{reacción}} = 1.077.709,8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, al reunir los términos de la ecuación 27, el calor requerido en el reactor es:

$$Q = -24.542.514 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] + 1.077.709,8 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] + 16.578.879,7 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

$$Q = -6.885.924,5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Como estamos frente a que éste reactor será alimentado de calor por medio de resistencias eléctricas para mantener homogénea la temperatura al interior del reactor. Para esto se considera la siguiente conversión para obtener la potencia requerida.

$$1 \text{ MW} = 3.600.000 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, el consumo de energía eléctrica es:

$$Potencia = \frac{Q}{3.600.000} \quad (Ec. 33)$$

$$Potencia = \frac{6.885.924,5 \left[ \frac{kJ}{h} \right]}{3.600.000 \frac{kJ}{h}} \frac{MW}{MW}$$

$$Potencia = 1,91 MW \cong 2,0 MW$$

### 3.15 SEPARADOR S – 1

Una vez obtenida una mezcla liquido vapor desde el proceso de descomposición térmica, se requiere separar la corriente importante en esta etapa, la corriente 14, y desechar el liquido (ácido sulfúrico gastado que no reaccionó) junto a los minerales y compuestos representados por los inertes.

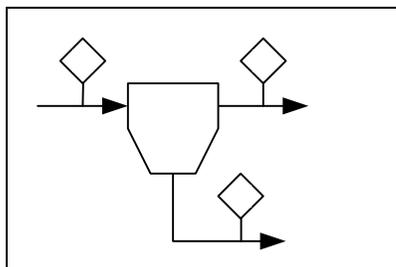


Figura 25 - Esquema R - 1

En la tabla 32 se expone en detalle el flujo de alimentación al separador (corriente 13), con las respectivas corrientes de tope y fondo (corriente 14 y corriente 15 respectivamente).

Tabla 32 – Corrientes S – 1

| Corriente 13                      |           |      | Corriente 14                    |            |      | Corriente 15                      |           |      |
|-----------------------------------|-----------|------|---------------------------------|------------|------|-----------------------------------|-----------|------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4(l)</sub> | 11.127,01 | kg/h | SO <sub>3(g)</sub>              | 79.297,03  | kg/h | H <sub>2</sub> SO <sub>4(l)</sub> | 11.127,01 | kg/h |
| SO <sub>3(g)</sub>                | 79.297,03 | kg/h | H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub> | 21.835,01  | kg/h | Inertes                           | 5.578,65  | kg/h |
| H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>   | 21.835,01 | kg/h | SO <sub>2(g)</sub>              | 1.961,98   | kg/h | Total                             | 16.705,66 | kg/h |
| SO <sub>2(g)</sub>                | 1.961,98  | kg/h | O <sub>2(g)</sub>               | 490,49     | kg/h |                                   |           |      |
| O <sub>2(g)</sub>                 | 490,49    | kg/h | Total                           | 103.584,51 | kg/h |                                   |           |      |
| Inertes                           | 5.578,65  | kg/h |                                 |            |      |                                   |           |      |

Total 120.290,17 kg/h

### 3.16 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 5

La última etapa del enfriamiento del ácido sulfúrico regenerado, le corresponde al intercambiador de calor I – 5, el cual tiene como función enfriar la corriente de ácido sulfúrico regenerado desde los 105°C hasta la temperatura de almacenamiento, que será de 50°C, como se puede apreciar en la figura 26. Este enfriamiento se logra utilizando agua proveniente de la corriente 03 que viene desde el intercambiador I - 1

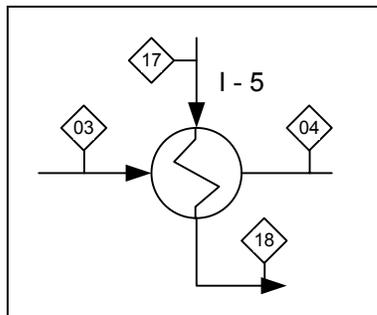


Figura 26 - Esquema Intercambiador de Calor I - 5

En la ecuación 34, se aprecia el balance de energía de este equipo.

$$Q_{17-18} = -Q_{\text{agua enfriamiento}} \tag{Ec. 34}$$

Cabe señalar que en el proceso de enfriamiento del ácido sulfúrico regenerado hay que considerar la condensación del agua que trae dicho ácido. En la ecuación 35 se aprecia en detalle el cálculo de  $Q_{I-6}$ .

$$Q_{17-18} = [m_{\text{agua}} \cdot \Delta H_{(100-103)} + m_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{vaporización}} + m_{\text{agua}} \cdot \Delta H_{(30-100)}] + [(m_{\text{SO}_2} \cdot C_{P_{\text{SO}_2}} + m_{\text{O}_2} \cdot C_{P_{\text{O}_2}} + m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot C_{P_{\text{H}_2\text{SO}_4}}) \cdot (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})] \tag{Ec. 35}$$

En la tabla 33, se aprecian las entalpías requeridas para la condensación del agua

desde los 105°C hasta los 50°C.

Tabla 33 – Estados y entalpías de corriente a enfriar en I - 5

| Temperatura (°C) | Estado       | Entalpia (kJ/kg)) |
|------------------|--------------|-------------------|
| 105              | vapor        | 2.884,1           |
| 100              | vapor        | 2878              |
|                  | Vaporización | 2.258,9           |
|                  | liquido      | 419,1             |
| 50               | liquido      | 209,3             |

Tabla 34 – Corriente a enfriar en I - 5

| Corriente 17                   |           |      | Corriente 18                   |           |      |
|--------------------------------|-----------|------|--------------------------------|-----------|------|
| T                              | 105       | °C   | T                              | 60        | °C   |
| H <sub>2</sub> O               | 3.993,12  | kg/h | H <sub>2</sub> O               | 3.993,12  | kg/h |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 97.139,58 | kg/h | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 97.139,58 | kg/h |
| SO <sub>2</sub>                | 1.961,60  | kg/h | SO <sub>2</sub>                | 1.961,60  | kg/h |
| O <sub>2</sub>                 | 490,24    | kg/h | O <sub>2</sub>                 | 490,24    | kg/h |

Tabla 35 – Capacidades caloríficas utilizados en I - 5

| Compuesto                      | Cp (kJ/kg·°C) |
|--------------------------------|---------------|
| SO <sub>2</sub>                | 0,219         |
| O <sub>2</sub>                 | 0,297         |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 1,423         |

Reorganizando la ecuación 35, y considerando los datos obtenidos en la tabla 33, el calor de Q<sub>I-5</sub>, queda determinado por:

(Ec. 35.1)

$$Q_{I-5} = m_{\text{agua}} \cdot (H_{100} - H_{105} + \lambda_{\text{vaporización}} + h_{50} - h_{100}) + [(m_{\text{SO}_2} \cdot C_{p\text{SO}_2} + m_{\text{O}_2} \cdot C_{p\text{O}_2} + m_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot C_{p\text{H}_2\text{SO}_4}) \cdot (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})]$$

$$\begin{aligned}
 Q_{I-3} &= 3.993,12 \left[ \frac{kg}{h} \right] \\
 &\cdot \left( 2878 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] - 2884,1 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + 2258,9 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] + 509,34 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] - 419,1 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \right) \\
 &+ \left[ \left( 1.961,60 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,219 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] + 490,24 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,297 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \right. \right. \\
 &\left. \left. + 97.138,58 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \right) \cdot (50[^\circ C] - 105[^\circ C]) \right] \\
 \\
 Q_{I-3} &= 1.721.853,38 \frac{KJ}{h}
 \end{aligned}$$

Una vez obtenido el flujo de calor que se requiere retirar, tomaremos nuevamente la ecuación 34 para obtener la temperatura de salida del agua para retirar este calor obtenido anteriormente, la cual se aprecia en la ecuación 36.

$$H_{salida\ corriente\ 04} = \frac{-Q_{I-3}}{m_{corriente\ 04}} + H_{entrada\ corriente\ 04} \tag{Ec. 36}$$

Donde  $H_{entrada\ corriente\ 04}$  corresponde a la entalpia encontrada anteriormente.

$$\begin{aligned}
 H_{salida\ corriente\ 04} &= \frac{-1.721.853,38 \left[ \frac{kJ}{h} \right]}{314.349,6 \left[ \frac{kg}{h} \right]} + 188,43 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \\
 \\
 H_{salida\ corriente\ 04} &= 182,8 \frac{kJ}{kg}
 \end{aligned}$$

Por lo tanto, la temperatura a esta entalpia es de:

$$T_{corriente\ 04} = 47,0^\circ C$$

### 3.17 SEPARADOR S – 2

Por último, debido a que durante el proceso de enfriamiento de la corriente gaseosa a lo largo del proceso de enfriamiento hay parte de los gases que no condensan, por lo cual, antes de enviar la solución de ácido al 96% de pureza, la mezcla debe

ingresar a un separador líquido – vapor para separar la mezcla líquida de los gases indeseados.

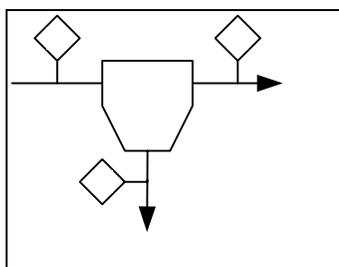


Figura 27 - Esquema SLV -2

En la tabla 36 se expone en detalle el flujo de alimentación al separador (corriente 18), con las respectivas corrientes de tope y fondo (corriente 19 y corriente 20 respectivamente).

Tabla 36 – Corrientes S - 2

| Corriente 18                   |            |      | Corriente 19    |          |      | Corriente 20                   |           |      |
|--------------------------------|------------|------|-----------------|----------|------|--------------------------------|-----------|------|
| H <sub>2</sub> O               | 3.993,12   | kg/h | SO <sub>2</sub> | 1.961,60 | kg/h | H <sub>2</sub> O               | 3.993,12  | kg/h |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 97.139,58  | kg/h | O <sub>2</sub>  | 490,24   | kg/h | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 97.139,58 | kg/h |
| SO <sub>2</sub>                | 1.961,60   | kg/h | Total           | 2.451,84 | kg/h | Total                          | 101.132,7 | kg/h |
| O <sub>2</sub>                 | 490,24     | kg/h |                 |          |      |                                |           |      |
| Total                          | 103.584,54 | kg/h |                 |          |      |                                |           |      |

20

Con este último separador, se obtiene un flujo de ácido sulfúrico regenerado de 101.132 kg/h (101 ton), como se aprecia en la tabla 37, con una composición del 96% de pureza.

Tabla 37 – Composición ácido sulfúrico regenerado

| Compuesto                      | Flujo másico (kg/h) | Composición másica |
|--------------------------------|---------------------|--------------------|
| H <sub>2</sub> O               | 3.993,12            | 4%                 |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 97.139,58           | 96%                |

### 3.18 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 6

El ácido descartado en el proceso de SLV – 1 antes de almacenarlo, debe ser enfriado, lo cual se hizo en parte en I – 4, pero solo llegando a una temperatura de 170°C. Por lo cual, se presenta I – 6, cuya función será enfriar este ácido de descarte a 70°C para su posterior almacenaje como se aprecia en la figura 28.

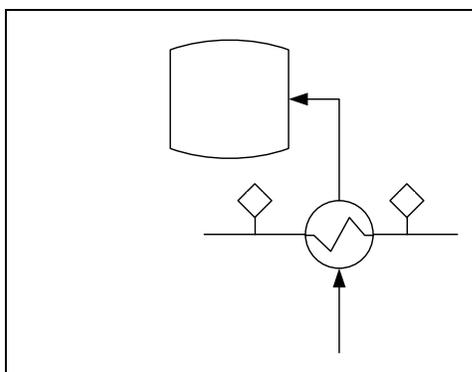


Figura 28 - Esquema I - 6

Para este enfriamiento, se utilizará una parte del agua proveniente desde I – 5. El balance de energía se presenta en la ecuación 37, en donde buscaremos el valor de la entalpía de salida del agua, para obtener con ello a qué temperatura sale esta agua.

$$m_{\text{descarte}} \cdot C_{p_{\text{descarte}}} \cdot \Delta T_{\text{descarte}} = -m_{\text{agua}} \cdot (H_{\text{salida agua}} - H_{\text{entrada agua}}) \quad (\text{Ec. 37})$$

Acido descarte mineralizado

Donde:

$$C_{p_{\text{descarte}}} = 1,423 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H_{\text{entrada agua}} (47^\circ\text{C}) = 193,89 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{agua}} = 116.905,09 \text{ kg/h}$$

Tabla 38 – Composición ácido sulfúrico regenerado

|                            |                            |
|----------------------------|----------------------------|
| Corriente liquido descarte | Corriente liquido descarte |
|----------------------------|----------------------------|

|                                    |           |      |                                    |           |      |
|------------------------------------|-----------|------|------------------------------------|-----------|------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 11.127,11 | kg/h | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 11.127,11 | kg/h |
| Inertes                            | 5.578,65  | kg/h | Inertes                            | 5.578,65  | kg/h |
| Total                              | 16.705,76 | kg/h | Total                              | 16.705,76 | kg/h |
| T° entrada                         | 175,81    | °C   | T° salida                          | 70,00     | °C   |

Por lo tanto, ordenando la ecuación 38, y utilizando los datos antes expuestos, la entalpia de salida de agua es:

$$H_{\text{salida agua}} = \frac{-11.127,01 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 1,423 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \cdot (175,81 [^\circ\text{C}] - 70 [^\circ\text{C}])}{116.905,09 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]} + 182,9$$

$$H_{\text{salida corriente 03}} = 168,6 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

Por lo tanto, la temperatura a esta entalpia es de:

$$T_{\text{corriente 03}} = 40^\circ\text{C}$$

### 3.19 DESULFURACIÓN A - 1

En esta etapa del proceso se plantea un tratamiento a los gases provenientes del separador S – 2 para que se reduzca en gran medida el contenido de dióxido de azufre presente y así evitar la emisión de éste a la atmosfera.

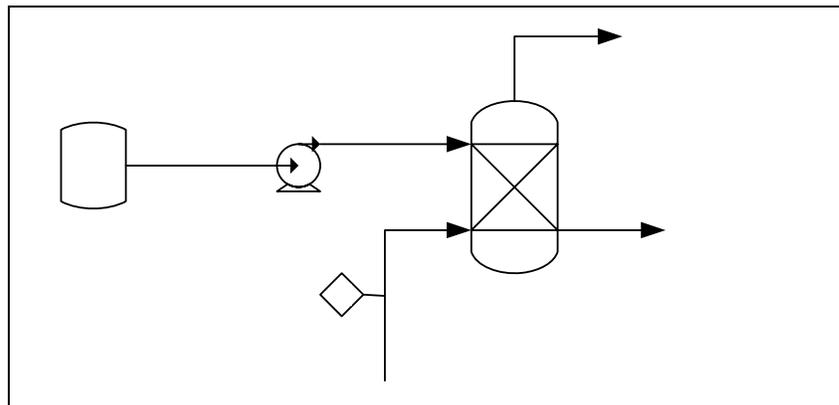
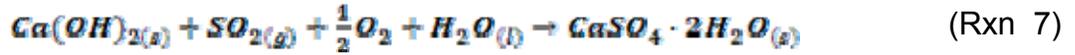
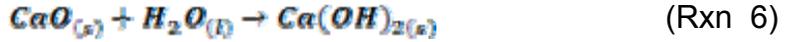


Figura 29 - Esquema A - 1

Este proceso utiliza una solución alcalina al 40% en peso de hidróxido de calcio

(Ca(OH)<sub>2</sub>), la cual es obtenida desde la reacción 6, la cual es alimentada a un sistema de absorción para formar sulfato de calcio (CaSO<sub>4</sub>), según la reacción 7.



La corriente 19, proveniente desde el separador mecánico presenta la siguiente composición, como se aprecia en la tabla 39.

Tabla 39 – Composición máscica y molar corriente 19

| Compuestos      | kg/h    | % p/p | kmol/h | % molar |
|-----------------|---------|-------|--------|---------|
| SO <sub>2</sub> | 1.961,6 | 80%   | 30,65  | 66,67%  |
| O <sub>2</sub>  | 490,24  | 20%   | 15,32  | 33,33%  |

La columna de absorción presenta una recuperación del 99% de dióxido de azufre (14), por lo cual el hidróxido de calcio, según la reacción 6 es de:

$$\text{moles Ca(OH)}_{2(s)} = \frac{30,65 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]}{0,99} = 30,95 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

Con este valor se procede a obtener la masa de oxido de calcio y de agua requerida para formar la solución alcalina al 40% p/p, según la reacción 7.

$$\text{masa CaO}_{(s)} = 30,95 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right] \cdot 56 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 1.733,2 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$\text{masa H}_2\text{O}_{(l)} \text{ estequiométrica} = 30,95 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right] \cdot 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 557,1 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$\text{masa H}_2\text{O}_{(l)} \text{ total} = 557,1 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] + 1.733,2 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot \frac{60\%}{40\%} = 3.156,9 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

La cantidad de agua adicional agregada para formar la solución alcalina al 40% representa:

$$\text{masa H}_2\text{O}_{(l)} \text{ adicional} = 1.733,2 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot \frac{60\%}{40\%} \cdot \frac{1 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}} \right]}{18 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]} = 144,43 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Por lo tanto, la formación del sulfato de calcio hidratado y los gases de salida se presenta en la tabla 40.

Tabla 40 – kmol involucrados en columna absorción A -1

| Compuestos                           | Entrada | Reacciona | Produce | Salida |
|--------------------------------------|---------|-----------|---------|--------|
| Ca(OH) <sub>2</sub>                  | 30,95   | 30,34     | -       | 0,61   |
| SO <sub>2</sub>                      | 30,65   | 30,34     | -       | 0,31   |
| O <sub>2</sub>                       | 15,32   | 15,17     | -       | 0,15   |
| H <sub>2</sub> O                     | 144,43  | 30,34     | -       | 114,09 |
| CaSO <sub>4</sub> *2H <sub>2</sub> O | -       | -         | 30,34   | 30,34  |

Por lo tanto, los gases de salida poseen la composición que se presenta en la siguiente tabla.

Tabla 41 – Gases de salida A -1

| Gases a Chimenea | kmol/h | Kg/h  |
|------------------|--------|-------|
| SO <sub>2</sub>  | 0,31   | 19,62 |
| O <sub>2</sub>   | 0,15   | 4,74  |

Como producto comercial se obtiene sulfato de calcio hidratado.

$$masa \text{ CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 30,34 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right] \cdot 152 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 4.611,68 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Si el sistema de absorción no intercambia calor con los alrededores y la temperatura de entrada de la solución alcalina es de 25°C, mediante el balance de energía se calculará la temperatura de salida de los gases de chimenea como del sulfato de calcio hidratado.

$$Q = \Delta H_{\text{reactantes}} + \Delta H R_{(298K)} + \Delta H_{\text{productos}} \quad (\text{Ec. 38})$$

Para el desarrollo de cada uno de los términos involucrados en la ecuación anterior, se presenta en las tablas 42 y 43, los datos termodinámicos necesarios.

Tabla 42 – Capacidades caloríficas en A -1

| Compuesto       | Capacidad Calorífica (kJ/kg°C) |
|-----------------|--------------------------------|
| SO <sub>2</sub> | 0,219                          |

|                   |       |
|-------------------|-------|
| O <sub>2</sub>    | 0,297 |
| CaSO <sub>4</sub> | 0,111 |
| H <sub>2</sub> O  | 4,18  |

Tabla 43 – Capacidades caloríficas en A -1

| Compuesto           | Entalpía de Formación (kJ/kmol) |
|---------------------|---------------------------------|
| Ca(OH) <sub>2</sub> | - 986,09                        |
| SO <sub>2</sub>     | - 296,83                        |
| CaSO <sub>4</sub>   | - 1.432,69                      |
| H <sub>2</sub> O    | - 285,80                        |

Como datos para obtener la entalpía de reacción debemos considerar los gases provenientes desde S – 2 más la solución alcalina, como se aprecia en la ecuación 40.

$$\Delta H_{\text{reactantes}} = \Delta H_{\text{gases}} + \Delta H_{\text{solución alcalina}} \quad (\text{Ec. 39})$$

$$\Delta H_{\text{gases}} = \left[ 1.961,6 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right] \cdot 0,21 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 490,24 \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right] \cdot 0,297 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right] \cdot (25[^\circ\text{C}] - 50[^\circ\text{C}])$$

$$\Delta H_{\text{gases}} = -13.938,4 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]$$

$$\Delta H_{\text{solución alcalina}} = 0$$

Esta entalpía es cero, considerando que la temperatura base es 25°C y la solución alcalina es alimentada a la misma temperatura.

Por otro lado, la entalpía de reacción considera la reacción 5, con los datos de la tabla 43.

$$\Delta H f_{(298\text{K})} = \left\{ -1.432,69 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] - \left( -986,09 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] + -296,83 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] + -285,8 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] \right) \right\} \cdot 30,65 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$\Delta H R_{(298\text{K})} = 4.169,32 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

Finalmente la entalpia de productos se aprecia en la ecuación 40.

$$\Delta H_{\text{productos}} = \Delta H_{\text{gases a chimenea}} + \Delta H_{\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} \quad (\text{Ec. 40})$$

$$\Delta H_{\text{gases a chimenea}} = \left[ 19,61 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,21 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] + 4,74 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,297 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right] \cdot (T - 25[^\circ\text{C}])$$

$$\Delta H_{\text{gases a chimenea}} = \left[ 5,52 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right] \cdot (T - 25[^\circ\text{C}])$$

$$\Delta H_{\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} = \left( 4.611,68 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot 0,11 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right) \cdot (T - 25[^\circ\text{C}])$$

$$\Delta H_{\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} = \left( 507,28 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \right] \right) \cdot (T - 25[^\circ\text{C}])$$

$$\Delta H_{\text{productos}} = \left( 5,52 \left[ \frac{\text{kJ}}{^\circ\text{C} \cdot \text{h}} \right] + 507,28 \left[ \frac{\text{kJ}}{^\circ\text{C} \cdot \text{h}} \right] \right) \cdot (T - 25[^\circ\text{C}])$$

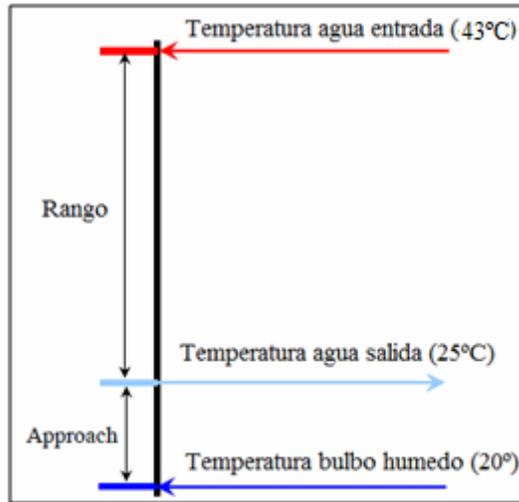
Reemplazando los términos en la ecuación 39, considerando el proceso adiabático, la temperatura de salida de A – 1 es:

$$0 = -13.938,4 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] + 4.169,32 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] + \left( 5,52 \left[ \frac{\text{kJ}}{^\circ\text{C} \cdot \text{h}} \right] + 511,96 \left[ \frac{\text{kJ}}{^\circ\text{C} \cdot \text{h}} \right] \right) \cdot (T - 25[^\circ\text{C}])$$

$$T = 44,05[^\circ\text{C}] \approx 45[^\circ\text{C}]$$

### 3.19 TORRE DE ENFRIAMIENTO

Para el desarrollo, del balance de masa y energía a la torre de enfriamiento, consideraremos las temperaturas que se aprecian en la figura 30, para determinar el rango y el approach de la torre. El flujo de agua a la torre de enfriamiento es de 314.349,59 kg/h que equivalen a 314,34 m<sup>3</sup>/h.



Fuente: Elaboración propia

Figura 30 – Rango y approach torre de enfriamiento

Para la operación de una torre de enfriamiento debemos calcular el flujo de agua de reposición que se debe agregar por efecto de la evaporación de ésta, la cual se aprecia en la ecuación 41 (13) (15).

$$W_m = W_e + W_d + W_b \quad (\text{Ec. 41})$$

Donde:

$W_m$  = agua de reposición

$W_d$  = pérdidas por diseño

$W_b$  = pérdidas de blowdown (purga)

$W_e$  = evaporación del agua

Las pérdidas por evaporación ( $W_e$ ) se estiman por:

$$W_e = 0,00085 \cdot W_c \cdot (T_1 - T_2) \quad (\text{Ec. 42})$$

Donde:

$W_c$  = flujo de agua circulando

$T_1 - T_2$  = Diferencia de temperatura del agua, en °F

$$W_e = 0,00085 \cdot 314,34 \left[ \frac{m^3}{h} \right] \cdot (43[^\circ\text{C}] - 25[^\circ\text{C}]) \cdot \frac{1,8 [^\circ\text{F}]}{[^\circ\text{C}]}$$

$$W_e = 8,65 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Las pérdidas por diseño de la torre ( $W_d$ ) se estiman por:

$$W_d = 0,0002 \cdot W_c \quad (\text{Ec. 43})$$

En los diseños se asume que este tipo de perdidas es menor al 2% del flujo de alimentación a la torre de enfriamiento.

$$W_d = 0,0002 \cdot 314,34 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

$$W_d = 0,062 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

La cantidad de purga se puede calcular en función del número de ciclos de concentración necesario para limitar la formación de incrustaciones. Los ciclos de concentración son la proporción de sólidos disueltos en el agua que circula a los sólidos disueltos en el agua de reposición, ya que los cloruros permanecen solubles en la concentración, es decir, los ciclos de concentración se expresan como la relación entre el contenido de cloro de la circulación de las agua y el agua de reposición.

Como valor de diseño se puede asumir que hay entre 3 a 5 ciclos. Por lo tanto la cantidad de agua de purga requerida se determina por:

$$W_b = \frac{W_a - (\text{ciclos} - 1) \cdot W_d}{\text{ciclos} - 1} \tag{Ec. 44}$$

$$W_b = \frac{8,65 \left[ \frac{m^3}{h} \right] - (5 - 1) \cdot 0,062 \left[ \frac{m^3}{h} \right]}{5 - 1}$$

$$W_b = 2,10 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Por lo tanto, el agua de reposición considerando la ecuación 41 es de:

$$W_m = 8,65 \left[ \frac{m^3}{h} \right] + 0,062 \left[ \frac{m^3}{h} \right] + 2,1 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

$$W_m = 10,81 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

El paso siguiente es determinar el flujo de aire (G) requerido para enfriar el agua de proceso, para lo cual se asumirá que el aire ingresa a una temperatura de 20°C con una humedad del 30% y sale desde la torre a 30°C con una humedad del 50%. En la tabla 44, se muestran los datos obtenidos desde carta psicométrica.

Tabla 44 – Datos corriente aire torre de enfriamiento

|              | Temperatura (°C) | Humedad (%) | Entalpía (kJ/kg) |
|--------------|------------------|-------------|------------------|
| Entrada aire | 20               | 30,00       | 33,00            |
| Salida aire  | 30               | 50,00       | 64,50            |

$$L \cdot cp \cdot (T_1 - T_2) = G(h_1 - h_2) \tag{Ec. 45}$$

$$G = L \cdot cp \cdot \frac{T_1 - T_2}{h_1 - h_2}$$

Donde:

$T_1 - T_2$  = Temperaturas de entrada y salida de agua de enfriamiento.

$h_1 - h_2$  = Entalpias de entrada y salida de aire.

$cp$  = Capacidad calorífica del agua

$L$  = Flujo de agua alimentada a la torre

G = Flujo de aire alimentado a la torre.

$$G = 314.349,59 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 4,18 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot \frac{43[^\circ C] - 25[^\circ C]}{64,5 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] - 33,00 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]}$$

$$G = 750.846,4 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Con este valor de flujo de aire alimentado, se determina la cantidad de calor extraído desde el agua, por medio de la siguiente ecuación.

$$Q_{torre} + L_0 \cdot h_0 = G(h_1 - h_2) \tag{Ec. 46}$$

Donde:

L<sub>0</sub> = Flujo de reposición de agua

T<sub>0</sub> = Entalpia agua de reposición (a 20°C)

$$Q_{torre} = 750.846,4 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot \left( 64,5 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] - 33,00 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \right) - 10,81 \left[ \frac{m^3}{h} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \cdot 63,86 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$Q_{torre} = 22.961.335 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

La eficiencia de la torre de enfriamiento se determina por:

$$\eta = \frac{\text{rango}}{\text{rango} + \text{approach}} \cdot 100 \tag{Ec. 47}$$

$$\eta = \frac{48[^\circ C] - 25[^\circ C]}{(48[^\circ C] - 25[^\circ C]) + (25[^\circ C] - 20[^\circ C])} \cdot 100$$

$$\eta = 82,14\%$$

## **CAPÍTULO IV DISEÑO DE EQUIPOS**

## 4.1 INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se explicará el diseño de los equipos principales involucrados en el proceso de regeneración de ácido sulfúrico.

Para el desarrollo de cada una de las etapas del proceso, se puede apreciar en el anexo D el análisis del porqué se ha elegido diseñar los equipos con Duriron considerando el medio en la cual el ácido está en contacto con los equipos.

Además en el Anexo E, se presentan las diversas gráficas utilizadas para el diseño de los equipos involucrados en el proceso.

## 4.2 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK - 1

Según los datos obtenidos desde el balance de masa y energía, este estanque recibe un flujo de 218.380,2 l/h, y considerando un sobredimensionamiento del 20%, la capacidad del estanque es de:

$$\text{Capacidad TK - 1} = 218.380,2 \left[ \frac{l}{h} \right] \cdot 1 [h] \cdot 1,20 \cdot \frac{1 [m^3]}{1000 [l]}$$

$$\text{Capacidad TK - 1} = 262,05 m^3$$

Las dimensiones necesarias para contener esta capacidad se presentan en la tabla 45.

Tabla 45 - Dimensiones TK - 1

|          | Unidad | Medida         |
|----------|--------|----------------|
| Diámetro | 9,2    | m              |
| Área     | 66,5   | m <sup>2</sup> |
| Altura   | 4,0    | m              |
| Volumen  | 266    | m <sup>3</sup> |

Al estar presente con una solución que contiene partículas sólidas se diseñará un agitador para mantener homogénea la solución.

Para determinar la potencia requerida en el tanque se deben considerar diversos valores, como son la velocidad de rotación, densidad y viscosidad de fluido, etc. Estas variables dependen de la geometría del estanque y parámetros de “forma” (16) (17) . Las bases para la correlación de potencia se desarrollaron por medio del número de Reynolds ( $N_{Re}$ ), el cual fue definido por:

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot N \cdot \rho_B}{\mu_B} \quad (\text{Ec. 48})$$

Donde:

D = diámetro del agitador medido de punta a punta (cm)

N = Velocidad de agitador (rps)

$\rho_B$  = Densidad del liquido (gr/ml)

$\mu_B$  = Viscosidad del liquido (poise)

Para el caso del ácido sulfúrico gastado utilizado en este estanque, se aprecian en la tabla 46, los datos requeridos para obtener el número de Reynolds.

Tabla 46 - Dimensiones TK - 1

| Parámetro           | Valor | Unidad |
|---------------------|-------|--------|
| D                   | 300   | cm     |
| N                   | 15    | rpm    |
|                     | 0,250 | rps    |
| Densidad de ácido   | 1,4   | g/ml   |
| Viscosidad de ácido | 0,705 | poise  |

Por lo cual, al considerar la ecuación 48, el número de Reynolds es:

$$N_{Re} = \frac{(300 \text{ [cm]})^2 \cdot 0,250 \text{ [rps]} \cdot 1,4 \left[ \frac{\text{g}}{\text{ml}} \right]}{0,705 \text{ [poise]}} = 44.680,9$$

Con el valor obtenido del  $N_{Re}$ , hay que ingresar a la gráfica E16 para obtener el número de potencia,  $N_p$ , considerando los parámetros de forma, los cuales se presentan en la figura 31:

Tabla 47 – Parámetros de forma diseño agitadores (18)

| Factor de Forma | Razón  | Descripción  |
|-----------------|--------|--|
| S1              | T/D    | Diámetro estanque / diámetro agitador                      |
| S2              | Z/D    | Altura de agitador desde base estanque / diámetro agitador |
| S3              | L/D    | Largo de hoja agitador / diámetro agitador                 |
| S4              | D/W    | Diámetro agitador / ancho de hoja                          |
| S5              | T/B    | Diámetro estanque / ancho baffle                           |
| S6              | H/D    | Profundidad de liquido en estanque / diámetro agitador     |
| S7              | #      | Número de hojas de agitador                                |
| S8              | Grados | ángulo   |
| S9              | #      | Número de baffles  |

Tabla 48 – Parámetros de forma diseño agitadores

| Parámetro | Valor     | Unidad |
|-----------|-----------|--------|
| T         | 920       | cm     |
| D         | 300       | cm     |
| Z         | 200       | cm     |
| L         | 80        | cm     |
| W         | 50        | cm     |
| B         | 40        | cm     |
| H         | 330       | cm     |
| Hojas     | 6 hojas   |        |
| Baffles   | 4 baffles |        |

Por lo tanto, el valor del número de potencia es de:

$$N_p = 4$$

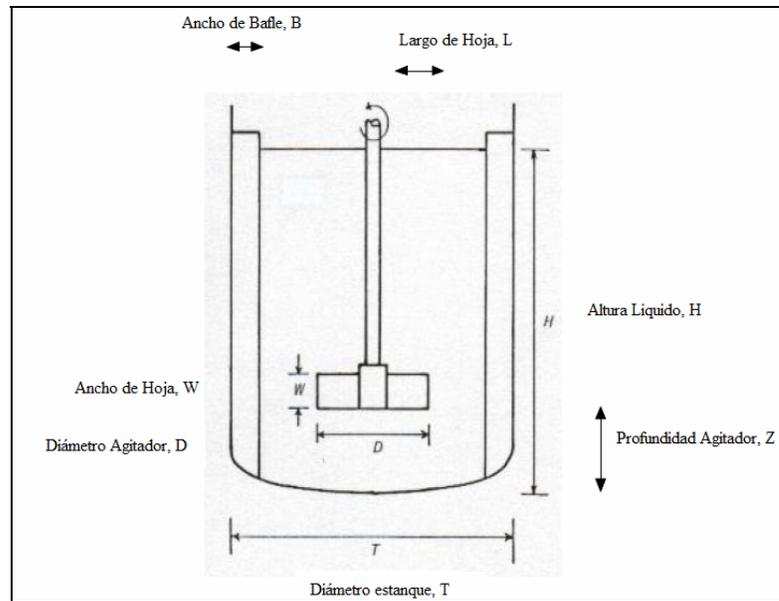


Figura 31 - Parámetros de agitador

Con este valor de potencia obtenido podemos calcular la potencia del motor eléctrico requerido según el diseño realizado utilizando la ecuación 49.

$$P_{requerida} = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot D^5 \cdot g_c}{g_c} \quad (\text{Ec. 49})$$

Donde:

$$g_c = 981 \text{ cm/s}^2$$

$$P_{requerida} = \frac{4 \cdot (0,25 [\text{rps}])^3 \cdot (300 [\text{cm}])^5 \cdot 1,4 \left[ \frac{\text{g}}{\text{ml}} \right]}{981 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2}} = 216.743.119,2 \frac{\text{g} \cdot \text{cm}}{\text{s}}$$

Convirtiendo las unidades de la potencia obtenido a HP, obtenemos

$$P_{requerida} = 216.743.119,2 \left[ \frac{\text{g} \cdot \text{cm}}{\text{s}} \right] \cdot \frac{1 \text{ HP}}{7.500.000 \frac{\text{g} \cdot \text{cm}}{\text{s}}}$$

$$P_{requerida} = 28,9 \text{ HP}$$

Considerando una eficiencia de motor de 90% (19), obtenemos una potencia del motor de:

$$P_{\text{motor}} = \frac{38,9 \text{ HP}}{0,90} = 32,1 \text{ Hp} \approx 40 \text{ Hp}$$

Por último, se aprecia en la tabla siguiente un resumen del diseño de TK – 1.

Tabla 49 – Diseño TK - 1

| Característica          | Detalle            |
|-------------------------|--------------------|
| Diámetro estanque       | 9,20 m             |
| Altura estanque         | 4,00 m             |
| Volumen estanque        | 266 m <sup>3</sup> |
| Potencia motor agitador | 40 Hp              |

### 4.3 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK - 2

Estos estanques enfriarán la solución de ácido sulfúrico gastado por medio de un serpentín. Para calcular los coeficientes de transferencia de calor en el serpentín y en el ánulo, se deben conocer diversos parámetros, como son la longitud del serpentín, características de cañería utilizada, diámetro estanque, etc.

El serpentín será hecho con tubo de 2 plg, de donde se consideran los siguientes datos.

Tabla 50 – Dimensiones tubería de acero 2 plg

| Característica                  | Valor | Unidad                       |
|---------------------------------|-------|------------------------------|
| Superficie por pie lineal (a'') | 0,622 | pie <sup>2</sup> /pie lineal |
| Φ externo (d <sub>o</sub> )     | 2,380 | plg                          |
|                                 | 0,060 | m                            |
| Φ interno (D)                   | 2,067 | plg                          |
|                                 | 0,05  | m                            |
| Cedula                          | N°40  |                              |

Fuente: Figura E1

Para el desarrollo del diseño del equipo se considerará solo uno de los estanques, debido a que ambos son de iguales dimensiones.

La longitud del serpentín (L) necesarias para N vueltas, lo determinamos por la

siguiente ecuación (20):

$$L = N\sqrt{(2 \cdot \pi \cdot r)^2 + p^2} \quad (\text{Ec. 50})$$

Donde:

N = número teórico de vueltas del serpentín

r = radio medio del serpentín, tomado desde la línea central de la hélice hasta la línea central del serpentín (m)

p = espacio entre cada vuelta del serpentín, medido de centro a centro (m)

$$r = \frac{D_H}{2} \quad (\text{Ec. 51})$$

$$D_H = B + 2 \cdot d_o \quad (\text{Ec. 52})$$

$$B = C - 4 \cdot d_o \quad (\text{Ec. 53})$$

$$p = 1,5 \cdot d_o \quad (\text{Ec. 54})$$

Donde:

B = diámetro externo del cilindro interno (m)

C = diámetro interno del cilindro externo (m)

D<sub>H</sub> = diámetro medio de la hélice (m)

d<sub>o</sub> = diámetro externo del serpentín (m)

Para el cálculo de B, debemos considerar que el estanque que se planea desarrollar tiene un valor de diámetro interno (C) de 6,00 m. Por lo tanto, la longitud del serpentín es de:

$$B = 6,0 \text{ [m]} - 4 \cdot 0,06 \text{ [m]} = 5,758 \text{ m}$$

$$D_H = 5,758 \text{ [m]} + 2 \cdot 0,06 \text{ [m]} = 5,878 \text{ m}$$

$$r = \frac{5,878 \text{ [m]}}{2} = 2,939 \text{ m}$$

$$p = 1,5 \cdot 0,06 \text{ [m]} = 0,09 \text{ m}$$

Por lo tanto, la utilizar la ecuación 50, la longitud del serpentín es de:

$$L = N\sqrt{(2 \cdot \pi \cdot 2,93[m])^2 + (0,09[m])^2} = 18,41 N$$

El paso siguiente, es determinar el volumen ocupado por el serpentín ( $V_c$ ), el cual se determina por la ecuación 55:

$$V_c = \frac{\pi}{4} \cdot d_o^2 \cdot L \quad (\text{Ec. 55})$$

$$V_c = \frac{\pi}{4} \cdot (0,06 [m])^2 \cdot 18,41 N = 0,052N$$

En cambio, el volumen ocupado por el ánulo ( $V_a$ ) es de:

$$V_a = \frac{\pi}{4} \cdot (C^2 - B^2) \cdot p \cdot N \quad (\text{Ec. 56})$$

$$V_a = \frac{\pi}{4} \cdot ((6,00 [m])^2 - (5,758 [m])^2) \cdot 0,09 \cdot N = 0,201N$$

Por lo tanto, el volumen disponible para el flujo de ácido sulfúrico gastado en el ánulo ( $V_f$ ) es:

$$V_f = V_a - V_c \quad (\text{Ec. 57})$$

$$V_f = 0,201N - 0,052N = 0,149N$$

Por el ánulo, fluye ácido sulfúrico que será enfriado desde 70°C hasta 55°C por medio de agua de enfriamiento, el coeficiente de transferencia de calor se determina por las siguientes ecuaciones.

$$N_{Re} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} \quad (\text{Ec. 58})$$

Donde:

$D_e$  = diámetro equivalente (m)

$G_s$  = velocidad másica del ácido sulfúrico gastado ( $\text{kg/m}^2\cdot\text{h}$ )

$\mu$  = viscosidad del ácido sulfúrico gastado ( $\text{kg/m}\cdot\text{h}$ )

$$D_e = \frac{4 \cdot V_f}{\pi \cdot d_o \cdot L} \quad (\text{Ec. 59})$$

$$D_e = \frac{4 \cdot 0,149 \text{ N}}{\pi \cdot 0,06 \text{ [m]} \cdot 18,41 \text{ N}} = 0,17 \text{ m}$$

$$G_s = \frac{M}{\frac{\pi}{4} \cdot ((D_{H1})^2 - (D_{H2})^2)} \quad (\text{Ec. 60})$$

Donde:

M = Flujo másico de ácido sulfúrico gastado (kg/h)

D<sub>H1</sub> = diámetro interno de la hélice

D<sub>H2</sub> = diámetro externo de la hélice

$$D_{H1} = D_H - d_o \quad (\text{Ec. 61})$$

$$D_{H1} = 5,878 \text{ [m]} - 0,06 \text{ [m]} = 5,818 \text{ m}$$

$$D_{H2} = D_H + d_o \quad (\text{Ec. 62})$$

$$D_{H2} = 5,878 \text{ [m]} + 0,06 \text{ [m]} = 5,938 \text{ m}$$

Para calcular la velocidad másica del ácido sulfúrico gastado (G<sub>s</sub>) se debe mencionar que el valor del flujo másico de ácido sulfúrico gastado (M) corresponde a 123.587,41 Kg/h. este flujo es el que proviene desde TK – 1.

$$G_s = \frac{123.587,41 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]}{\frac{\pi}{4} \cdot (((6,00 \text{ [m]})^2 - (5,758 \text{ [m]})^2) - ((5,938 \text{ [m]})^2 - (5,818 \text{ [m]})^2))}$$

$$G_s = 110.034,67 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

Para completar el cálculo del número de Reynolds debemos obtener el valor de la viscosidad del ácido a una temperatura promedio, con la cual obtendremos los datos desde las figuras del anexo E.

$$T_{\text{media}} = \frac{70 \text{ [}^\circ\text{C]} + 55 \text{ [}^\circ\text{C]}}{2} = 62,5 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (144,5 }^\circ\text{F)}$$

Tabla 51 – Propiedades físico ácido sulfúrico gastado TK - 2

| Propiedad                 | Valor | Unidad    |
|---------------------------|-------|-----------|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 13,69 | kg/m·h    |
| Capacidad Calorífica (cp) | 2,66  | kJ/kg·°C  |
| Conductividad térmica (k) | 3,168 | kJ/h·m·°C |

Por lo tanto, considerando la ecuación 58, el número de Reynolds es de:

$$N_{Re} = \frac{0,170 \text{ [m]} \cdot 110.034,67 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \right]}{13,69 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{h}} \right]} = 1.366,4$$

Debido a que el número de Reynolds se encuentra en un flujo laminar, el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en el anulo ( $h_o$ ), es representado por la siguiente ecuación (21).

$$\frac{h_o \cdot D_e}{k} = 0,6 \cdot N_{Re}^{0,5} \cdot N_{Pr}^{0,31} \quad (\text{Ec. 63})$$

$$N_{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (\text{Ec. 64})$$

Donde:

$C_p$  = Capacidad calorífica (kJ/kg °C)

$k$  = Conductividad Térmica (kJ/h m °C)

Reemplazando los valores en las ecuaciones 63 y 64, obtenemos:

$$h_o = \frac{3,142 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}} \right]}{0,17 \text{ [m]}} \cdot 0,6 \cdot 1.366,4^{0,5} \cdot \left( \frac{2,66 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{°C}} \right] \cdot 13,69 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{m}} \right]}{3,168 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}} \right]} \right)^{0,31}$$

$$h_o = 673,88 \frac{\text{kJ}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}}$$

Con el valor de  $h_o$ , el paso siguiente es obtener los datos del coeficiente de transferencia de calor del serpentín ( $h_{i0}$ ). Que para el caso de este estanque será agua de enfriamiento.

Lo primero que se comprobara será la velocidad del fluido dentro del serpentín, por medio de la siguiente ecuación.

$$u = \frac{q}{A_f} \tag{Ec. 65}$$

Donde:

q = flujo volumétrico del agua (m<sup>3</sup>/h)

A<sub>f</sub> = área de sección transversal del serpentín (m<sup>2</sup>)

El flujo de agua considerado para el diseño, es el obtenido en el balance de masa y energía, que corresponde a 58,94 m<sup>3</sup>/h.

$$A_f = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \tag{Ec. 66}$$

$$A_f = \frac{\pi \cdot (0,05[m])^2}{4} = 0,019 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, la velocidad del fluido dentro del serpentín es de:

$$u = \frac{58,94 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]}{0,019[\text{m}^2]} = 31.021 \frac{\text{m}}{\text{h}} \approx 28,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Para calcular el número de Reynolds debemos obtener el valor de la viscosidad del ácido a una temperatura promedio, con la cual obtendremos los datos desde las figuras del anexo E.

$$T_{\text{media}} = \frac{45[^\circ\text{C}] + 25[^\circ\text{C}]}{2} = 35,0^\circ\text{C} (95,5^\circ\text{F})$$

Tabla 52 – Propiedades físico del agua en TK - 2

| Propiedad                 | Valor  | Unidad            |
|---------------------------|--------|-------------------|
| Viscosidad (μ)            | 2,882  | kg/m h            |
| Capacidad Calorífica (cp) | 4,18   | kJ/kg °C          |
| Conductividad Térmica (k) | 2,262  | kJ/h m °C         |
| Densidad                  | 995,65 | kg/m <sup>3</sup> |

Por lo tanto, el número de Reynolds es de:

$$N_{Re} = \frac{D \cdot u \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 67})$$

$$N_{Re} = \frac{0,05[m] \cdot 31,021 \left[ \frac{m}{h} \right] \cdot 995,65 \left[ \frac{Kg}{m^3} \right]}{2,882 \left[ \frac{Kg}{h \cdot m} \right]} = 535844,1$$

Como estamos frente número de Reynolds en régimen turbulento, el coeficiente de transferencia de calor debe ser calculado por:

$$\frac{h_i D}{k} = 0,36 \cdot N_{Re}^{0,85} \cdot N_{Pr}^{0,33} \quad (\text{Ec. 68})$$

$$h_i = \frac{2,263 \left[ \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]}{0,05[m]} \cdot 0,36 \cdot 535844,1^{0,85} \cdot \left( \frac{4,18 \left[ \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 2,882 \left[ \frac{Kg}{h \cdot m} \right]}{2,262 \left[ \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]} \right)^{0,33}$$

$$h_i = 20712,89 \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

Al estar frente al diseño de un serpentín, debemos corregir el coeficiente de transferencia de calor, el cual queda determinado por:

$$h_{ic} = h_i \left[ 1 + 3,5 \cdot \left( \frac{D}{d_p} \right) \right] \quad (\text{Ec. 69})$$

$$h_{ic} = 20712,89 \left[ \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right] \cdot \left[ 1 + 3,5 \cdot \left( \frac{0,05[m]}{5,878[m]} \right) \right] = 21.329,55 \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$h_{io} = h_{ic} \cdot \left( \frac{D}{d_o} \right) \quad (\text{Ec. 70})$$

$$h_{io} = 21.329,55 \left[ \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right] \cdot \left( \frac{0,05[m]}{0,06[m]} \right) = 17.774,45 \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor total del sistema, queda representado por la siguiente ecuación, donde el factor de obstrucción es de  $9,7839 \times 10^{-5}$ .

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ie}} + \frac{1}{h_o} + R_D \quad (\text{Ec. 71})$$

$$U = \left( \frac{1}{17.774,45 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}} \right]} + \frac{1}{873.88 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}} \right]} + 9,7839 \cdot 10^{-5} \right)^{-1}$$

$$U = 770,16 \frac{\text{KJ}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

El siguiente cálculo es determinar el área requerida para la transferencia de calor, para lo cual se calculará primero la diferencia media logarítmica (LMTD) de las corrientes.

$$LMTD = \frac{(T_{\text{ácido entrada}} - T_{\text{agua salida}}) - (T_{\text{ácido salida}} - T_{\text{agua entrada}})}{\ln \left( \frac{T_{\text{ácido entrada}} - T_{\text{agua salida}}}{T_{\text{ácido salida}} - T_{\text{agua entrada}}} \right)} \quad (\text{Ec. 72})$$

$$LMTD = \frac{(70[^\circ\text{C}] - 45[^\circ\text{C}]) - (55[^\circ\text{C}] - 25[^\circ\text{C}])}{\ln \left( \frac{70[^\circ\text{C}] - 45[^\circ\text{C}]}{55[^\circ\text{C}] - 25[^\circ\text{C}]} \right)} = 27,4^\circ\text{C}$$

Por lo tanto, el área requerida se determina mediante la ecuación siguiente, donde el calor (Q), fue obtenido en el balance de masa y energía y es de 4.927.545,14 KJ/h:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} \quad (\text{Ec. 73})$$

$$A = \frac{4.927.545,1 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h}} \right]}{770,16 \left[ \frac{\text{KJ}}{\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}} \right] \cdot 27,4[^\circ\text{C}]} = 233,5 \text{ m}^2$$

Lo último para contar con el diseño completo del serpentín es determinar el número de vueltas de éste dentro del estanque, el cual se determina por:

$$N = \frac{A}{\pi \cdot d_p \cdot \left( \frac{L}{3} \right)} \quad (\text{Ec. 74})$$

$$N = \frac{233,5[\text{m}^2]}{\pi \cdot 0,06[\text{m}] \cdot \left( \frac{18,47 \text{ m}}{N} \right)} = 67,07 \text{ vueltas}$$

$$N = 68 \text{ vueltas}$$

La altura del cilindro necesaria para acomodar 68 vueltas del serpentín es de:

$$H = N(p + d_o) \tag{Ec. 75}$$

$$H = 68 \cdot (0,09[m] + 0,06[m]) = 10,2 \text{ m} \cong 10,5 \text{ m}$$

Al estar presente con una solución que contiene partículas sólidas se diseñará un agitador para mantener homogénea la solución en este estanque.

Se utilizaran las mismas ecuaciones 48 y 49 respectivamente para el desarrollo del diseño, por lo cual se pasará por alto la explicación de algunos puntos.

Para el caso del ácido sulfúrico gastado utilizado en este estanque, se aprecian en la tabla 53, los datos requeridos para obtener el número de Reynolds.

Tabla 53 – Parámetros agitador TK - 2

| Parámetro           | Valor | Unidad |
|---------------------|-------|--------|
| D                   | 180   | cm     |
| N                   | 20    | rpm    |
|                     | 0,333 | rps    |
| Densidad de ácido   | 1,4   | g/ml   |
| Viscosidad de ácido | 0,71  | poise  |
| Z                   | 120   | cm     |
| L                   | 50    | cm     |
| W                   | 35    | cm     |
| B                   | 40    | cm     |

Por lo cual, al considerar la ecuación 1, el número de Reynolds es:

$$N_{Re} = 21.446,8$$

Se considerarán los mismos parámetros para obtener el valor del número de potencia, el cual es de:

$$N_p = 4$$

Con este valor de potencia obtenido podemos calcular la potencia del motor eléctrico

requerido según el diseño realizado utilizando la ecuación 49.

$$P_{requerida} = 5,3 \text{ [hp]}$$

Considerando una eficiencia de motor de 90% (19), obtenemos una potencia del motor de:

$$P_{motor} = \frac{5,3 \text{ HP}}{0,90} = 5,92 \text{ [Hp]} \approx 6 \text{ [hp]}$$

Por último, se aprecia en la tabla siguiente un resumen del diseño de TK – 2.

Tabla 54 – Diseño de cada estanque en TK - 2

| Característica  | Detalle                          |
|---|----------------------------------|
| Diámetro estanque                                     | 6,00 m                           |
| Altura estanque                                       | 10,5 m                           |
| Volumen estanque                                      | 288,4 m <sup>3</sup>             |
| Potencia motor agitador                               | 6 Hp                             |
| Calor transferido                                     | 4.927,5 MJ                       |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado ácido     | 873,88 kJ/h m <sup>2</sup> °C    |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado serpentín | 17.774,45 kJ/h m <sup>2</sup> °C |
| LMTD  | 27,4 °C                          |
| Área de Transferencia del serpentín                   | 233,5 m <sup>3</sup>             |
| Altura requerida para serpentín                       | 6,18 m                           |

## 4.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 1

Este intercambiador continuara enfriando la solución de ácido sulfúrico gastado. El calor intercambiado por ambas corrientes y obtenido desde el balance de masa y energía es de:

$$Q_{I-1} = 8.212.575 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 7.796.551 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Para el cálculo del LMTD, se supondrá flujos en contracorriente como se aprecia en la ecuación 76. En la tabla 55, se aprecian las temperaturas involucradas<sup>13</sup>.

$$LMTD = \frac{(T_{\text{ácido entrada}} - T_{\text{agua salida}}) - (T_{\text{ácido salida}} - T_{\text{agua entrada}})}{\ln \frac{(T_{\text{ácido entrada}} - T_{\text{agua salida}})}{(T_{\text{ácido salida}} - T_{\text{agua entrada}})}} \quad (\text{Ec. 76})$$

Tabla 55 – Temperaturas corrientes I - 1

| Corriente 2   |       |    | Corriente 02 |      |    |
|---------------|-------|----|--------------|------|----|
| Acido entrada | 55,0  | °C | Agua salida  | 45,0 | °C |
|               | 131,0 | °F |              | 113  | °F |
| Acido salida  | 30,0  | °C | Agua entrada | 25,0 | °C |
|               | 86,0  | °F |              | 77   | °F |

Por lo tanto, el LMTD es de:

$$LMTD = \frac{(131[°F] - 113[°F]) - (86[°F] - 77[°F])}{\ln \frac{(131[°F] - 113[°F])}{(86[°F] - 77[°F])}} = 12,98 \text{ °F}$$

Para el caso de este intercambiador, supondremos un  $U_D$  de 150 BTU/hpie<sup>2</sup>°F. Por lo tanto, el área de transferencia requerida es de:

$$A = \frac{Q_{I-1}}{LMTD \cdot U_D} \quad (\text{Ec. 77})$$

$$A = \frac{7.796.551 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{12,98[°F] \cdot 150 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot °F} \right]} = 4.004,39 \text{ pie}^2$$

Para éste diseño supondremos los siguientes datos para los tubos utilizados en el intercambiador, los cuales fueron obtenidos desde la figura E2.

Tabla 56 – Características de tubos I - 1

| Característica | Valor | Unidad |
|----------------|-------|--------|
| DE             | 3/4   | plg    |
| BWG            | 18    |        |
| DI             | 0.625 | plg    |

<sup>13</sup> Las temperaturas se entregan en °F, debido a que durante el diseño del equipo (21) se utilizaran en este sistema de unidades.

| Característica | Valor  | Unidad                        |
|----------------|--------|-------------------------------|
| a`             | 0,1963 | pie <sup>2</sup> / pie lineal |
| Largo (L)      | 24,0   | pie                           |
| a`t            | 0.334  | plg <sup>2</sup>              |

Con la información de la tabla anterior, calculamos el número requerido de tubos (N<sub>T</sub>).

$$N_T = \frac{A}{a \cdot L} \tag{Ec. 78}$$

$$N_T = \frac{4.004,39 \text{ [pie}^2\text{]}}{0,1963 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \right] \cdot 24 \text{ [pie]}} = 849,9$$

$$N_T \cong 850$$

Al contar con 850 tubos, debemos elegir la configuración de los tubos, para ello, debemos ingresar a la figura E13, de la cual obtenemos:

Tabla 57 – Arreglo de tubos I - 1

|                          |            |
|--------------------------|------------|
| Nº de tubos              | 852        |
| Coraza (D <sub>S</sub> ) | 33 plg     |
| Nº de pasos (n)          | 6          |
| Pitch (Pt)               | 15/16 plg  |
| Arreglo                  | Triangular |

Con el nuevo número de tubos escogidos debemos recalcular el área de transferencia.

$$A' = N_T \cdot a \cdot L \tag{Ec. 79}$$

$$A' = 852 \cdot 0,1963 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \right] \cdot 24 \text{ [pie]} = 4.013,94 \text{ pie}^2$$

Con esta nueva área, calculamos el verdadero valor de U<sub>D</sub>.

$$U_D = \frac{7.796.551 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right]}{12,93 \text{ [}^\circ\text{F]} \cdot 4.013,94 \text{ [pie}^2\text{]}} = 149,64 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{h}}$$

Con esta información se continuara con el diseño del flujo por carcasa, que en este

caso llevara el agua de enfriamiento. El área de flujo, lo calculamos de la siguiente manera:

$$A_s = \frac{Dl_g \cdot C \cdot E}{P \cdot 144} \tag{Ec. 80}$$

Donde:

B = espaciado de deflectores, que en este caso se considera igual a DI

C = distancia entre los tubos, la cual es la diferencia entre el pitch y el diámetro externos de los tubos.

$$A_s = \frac{33[pig] \cdot (\frac{15}{16}[pig] - \frac{3}{4}[pig]) \cdot 33[pig]}{\frac{15}{16}[pig] \cdot 144} = 1,51 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de agua por unidad de área (G<sub>s</sub>), considerando que éste flujo (W) es de 98.234.25 (kg/h) que equivalen a 216.115,35 (lb/h)

$$G_s = \frac{216.115,35 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{1,51 [pie^2]} = 143.122,74 \frac{lb}{pie^2 h} \tag{Ec. 81}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E3, E5 y E7.

$$\bar{T} = \frac{113 [^{\circ}F] + 77 [^{\circ}F]}{2} = 95^{\circ}F$$

Tabla 58 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 1

| Propiedad                 | Valor | Unidad                          |
|---------------------------|-------|---------------------------------|
| Viscosidad (μ)            | 1,69  | lb/pie <sup>h</sup>             |
| Capacidad calorífica (cp) | 1,00  | BTU/lb·°F                       |
| Densidad (ρ)              | 62,40 | lb/pie <sup>2</sup>             |
| Conductividad térmica (k) | 0,337 | BTU/h·pie <sup>2</sup> (°F/pie) |

De la figura E11, obtenemos el diámetro equivalente:

$$D_e = 0,91 \text{ plg} = 0,0758 \text{ pie}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza es de:

$$h_o = \frac{k}{D_e} \cdot 0,36 \cdot Re^{0,82} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{Ec. 82})$$

$$h_o = \frac{k}{D_e} \cdot 0,36 \cdot \left(\frac{q_e \cdot D_e}{\mu}\right)^{0,82} \cdot \left(\frac{cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{Ec. 82.1})$$

Donde:

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1$$

Reemplazando los datos, obtenemos:

$$h_o = \frac{0,337 \left[\frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F}\right]}{0,0758 [pie]} \cdot 0,36 \cdot \left(\frac{143.322,74 \left[\frac{lb}{pie^2 \cdot h}\right] \cdot 0,0758 [pie]}{1,67 \left[\frac{lb}{pie \cdot h}\right]}\right)^{0,82} \cdot \left(\frac{1 \left[\frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}\right] \cdot 1,67 \left[\frac{lb}{pie \cdot h}\right]}{0,337 \left[\frac{BTU}{lb \cdot pie \cdot ^\circ F}\right]}\right)^{0,33} \quad (\text{Ec. 83})$$

$$h_o = 338,42 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

El siguiente paso es determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos, que en este caso llevara el ácido sulfúrico gastado. El área de flujo, lo calculamos de la siguiente manera:

$$A_t = \frac{N \text{ tubos} \cdot d_t^2}{n \cdot 144} \quad (\text{Ec. 84})$$

$$A_t = \frac{852 \cdot 0,334 [pie^2]}{6 \cdot 144} = 0,329 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de ácido sulfúrico gastado agua por unidad de área ( $G_t$ ), considerando que éste flujo ( $W_t$ ) es de 123.587,41 (Kg/h) que equivalen a 271.892,30 (lb/h)

$$G_t = \frac{271.892,30 \left[\frac{lb}{h}\right]}{0,329 [pie^2]} = 826.420,37 \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \quad (\text{Ec. 85})$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de

Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E4, E6 y E8.

$$\bar{T} = \frac{131[^\circ\text{F}] + 86[^\circ\text{F}]}{2} = 109^\circ\text{F}$$

Tabla 59 – Propiedades físicas lado tubos en I - 1

| Propiedad                 | Valor | Unidad                                      |
|---------------------------|-------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 10,89 | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 0,64  | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 65,52 | lb/pie <sup>2</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,28  | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos utiliza la ecuación 82. Con la diferencia que  $D_e$  corresponde al diámetro interior de los tubos (DI). Reemplazando los datos, obtenemos:

$$h_i = \frac{0.28 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{0.032 [\text{pie}]} \cdot 0.36 \cdot \left( \frac{826.420.37 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{s}} \right] \cdot 0.032 [\text{pie}]}{10.89 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{s}} \right]} \right)^{0.82} \cdot \left( \frac{0.64 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 10.89 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{s}} \right]}{0.28 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}} \right]} \right)^{0.33} \quad (\text{Ec. 86})$$

$$h_i = 532,17 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$h_{i0} = h_o \cdot \frac{D_i}{D_o} \quad (\text{Ec. 87})$$

$$h_{i0} = 532,17 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot \frac{0,625[\text{pie}]}{0,75[\text{pie}]} = 443,47 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Al obtener ambos coeficientes, se procede al cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio ( $U_c$ ).

$$U_c = \frac{h_{i0} + h_o}{h_{i0} \cdot h_o} \quad (\text{Ec. 88})$$

$$U_c = \frac{338,42 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 443,47 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{338,42 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] + 443,47 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]} = 191,94 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

El último paso es verificar el factor de obstrucción de éste intercambiador. El valor obtenido desde tabla es de  $R_d = 0,003 \text{ pie}^{2\circ}\text{Fh}/\text{BTU}$ .

$$R_d' = \frac{U_c - U_D}{U_D - U_c} \quad (\text{Ec. 89})$$

$$R_d' = \frac{191,94 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] - 149,64 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{191,94 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 149,64 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]} = 0,001$$

Por lo tanto, como el valor del  $R_d$  es menor al de tabla, se deberá elegir un nuevo largo de tubos ( $L_{\text{nuevo}} = 30 \text{ pie}$ ), para obtener un nuevo coeficiente de transferencia de calor.

$$U_{D \text{ nuevo}} = 149,64 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot \frac{24[\text{pie}]}{30[\text{pie}]} = 119,71 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

$$R_d'' = \frac{193,03 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] - 119,71 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{193,03 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 119,71 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]} = 0,0031$$

Por lo tanto, el diseño escogido es correcto considerando que  $R_d''$  es mayor que el obtenido desde tablas. El siguiente paso y final es obtener las caídas de presión en cada uno de los lados del intercambiador.

Para el lado de carcasa, considerando el número de Reynolds obtenido de 6.400 aproximadamente y entrando a la figura E12, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,002 \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2}$$

El número de cruces que se producen es:

$$N + 1 = \frac{12 \cdot L}{s} \quad (\text{Ec. 90})$$

$$N + 1 = \frac{12 \cdot 30[\text{pie}]}{33[\text{pie}]} = 10,9 \text{ pie}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de la carcasa es de:

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot z} \quad (\text{Ec. 91})$$

$$\Delta P_s = \frac{0,002 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2} \right] \cdot \left( 143.122,74 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \right)^2 \cdot 33[\text{pie}] \cdot 10,9[\text{pie}]}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0758[\text{pie}] \cdot 1} = 3,72 \text{ psi}$$

Para el lado de los tubos, considerando el número de Reynolds obtenido de 4.000 aproximadamente y entrando a la figura E9, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,0003 \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos es de:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_t \cdot z} \quad (\text{Ec. 92})$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0003 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2} \right] \cdot \left( 826.420,97 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \right)^2 \cdot 30[\text{pie}] \cdot 6}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,052[\text{pie}] \cdot 1,83} = 7,42 \text{ psi}$$

Además a esta caída de presión debemos agregarle la caída de presión ocasionada por los cambios de dirección del fluido. Con la velocidad másica obtenida ( $G_t$ ) y entrando a la figura E10, obtenemos un nuevo factor por pérdidas por retorno.

$$f^* = 0,15 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{z} \cdot f^* \quad (\text{Ec. 93})$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 6}{65,62/62,4} \cdot 0,15 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2} \right] = 3,42 \text{ psi}$$

Por lo tanto, la caída de presión total por el lado de los tubos es de:

$$\Delta P_{cc} = \Delta P_c + \Delta P_r \quad (\text{Ec. 94})$$

$$\Delta P_{cc} = 7,42[\text{psf}] + 3,42[\text{psf}] = 10,84 \text{ psf}$$

Finalmente en la tabla 60, se aprecia un resumen del diseño del intercambiador I – 1

Tabla 60 – Diseño I - 1

| Característica                                      | Detalle                          |
|---|----------------------------------|
| Calor transferido                                   | 7.796,55 MBTU/h                  |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado carcasa | 338,42 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado tubos   | 443,47 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor total         | 191,94 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| LMTD  | 12,98 °F                         |
| Área de Transferencia                               | 4.013,94 pie <sup>2</sup>        |
| Largo de los tubos                                  | 30 pie                           |
| Caída de presión, lado carcasa                      | 3,72 psi                         |
| Caída de presión, lado tubos                        | 10,84 psi                        |

## 4.5 ESPESADOR D - 1

El proceso de decantación se llevara a cabo en un espesador de gravedad (22) (23), como se aprecia en la figura 32. Para el desarrollo del diseño se consideraran los valores obtenidos desde el balance de masa. La cantidad de pulpa que se espera al día es la representada en la corriente 4, que posee un flujo de 12.358,74 Kg/h.

$$\text{Fango a espesar } F1(\text{SST}) = 12.358,74 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right] \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} = 296.609,7 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

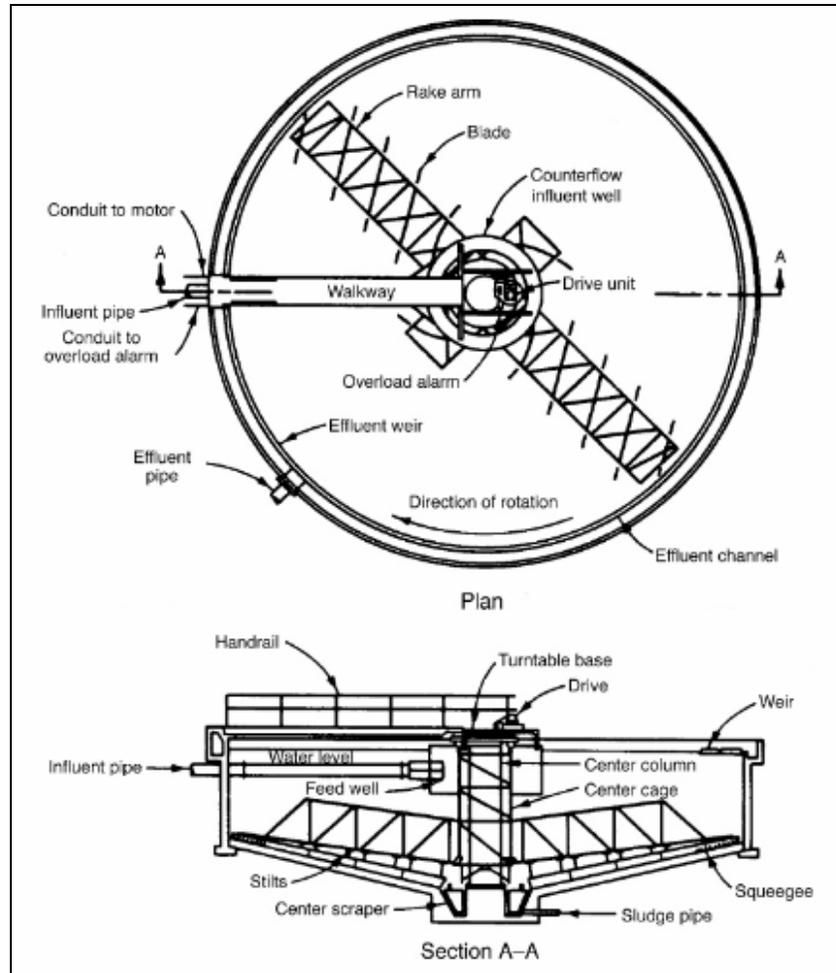


Figura 32 – Espesador Mecánico con vista en sección

La concentración a la entrada del espesador es la que equivale a formación del trióxido de arsénico en la etapa de enfriamiento del ácido sulfúrico gastado y los sólidos suspendidos (T.S.S.), como se aprecia en la siguiente ecuación.

$$\text{Concentración entrada (CF1)} = \text{T.S.S en ácido} + \frac{[Ar_2O_3] \text{ entrada}}{\text{Volumen ácido}} \quad (\text{Ec. 95})$$

$$\begin{aligned} \text{Concentración entrada (CF1)} \\ = 20.490 \left[ \frac{\text{mg}}{\text{lt ácido}} \right] \cdot \frac{\text{Kg}}{1.000.000 \text{ mg}} \cdot \frac{1.000 \text{ lt}}{\text{m}^3} + \frac{3.486,44 \text{ Kg/h}}{215.896,4 \text{ lt/h}} \cdot \frac{1.000 \text{ lt}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

$$\text{Concentración entrada (CF1)} = 36,63 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Se consideraran los siguientes parámetros en el diseño del espesador de gravedad,

como se aprecia en la siguiente tabla.

Tabla 61 – Parámetros diseño espesador

| Parámetros       | Valor | Unidad                           | Simbología           |
|------------------|-------|----------------------------------|----------------------|
| Carga Hidráulica | 1,20  | m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h | C <sub>H(EG)</sub>   |
| Carga de Sólidos | 130,0 | Kg/m <sup>2</sup> dia            | C <sub>SOL(EG)</sub> |
| Tiempo retención | 30,0  | h                                | T <sub>R(EG)</sub>   |
| Tiempo bombeo    | 8,0   | h/dia                            | T <sub>RF1</sub>     |

Fuente: Gravity Thickening (24)

El volumen necesario para el proceso de espesamiento según la ecuación 96 es:

$$V_{EG} = \frac{F1(SST) \cdot 24}{C_{FL} \cdot t_{R(EG)}} \quad (\text{Ec. 96})$$

$$V_{EG} = \frac{296.609,7 \left[ \frac{Kg}{dia} \right] \cdot 24}{36,63 \left[ \frac{Kg}{m^3} \right] \cdot 30 [h]} = 6.478,0 \text{ m}^3$$

El paso siguiente es determinar la superficie necesaria, según la ecuación 97.

$$A_{EG} = \frac{Q_{BF1}}{C_{H(EG)}} \quad (\text{Ec. 97})$$

Donde:

Q<sub>BF1</sub>: Caudal diario bombeado de fango

$$Q_{BF1} = \frac{F1(SST)}{C_{FL} \cdot T_{RF1}} \quad (\text{Ec. 98})$$

$$Q_{BF1} = \frac{296.609,8 \left[ \frac{Kg}{dia} \right]}{36,64 \left[ \frac{Kg}{m^3} \right] \cdot 8 \left[ \frac{h}{dia} \right]} = 1.012,18 \frac{m^3}{dia}$$

Por lo tanto, la superficie necesaria será según la ecuación 97:

$$A_{EG} = \frac{1.012,18 \left[ \frac{m^3}{dia} \right]}{1,20 \left[ \frac{m^3}{m^2 \cdot dia} \right]} = 843,4 \text{ m}^2$$

Con lo cual el diámetro requerido del espesador de gravedad es de 32,8 m.

Se debe comprobar si la carga de sólidos es la menor al parámetro de diseño mostrado en la tabla 61, según la ecuación 99.

$$C_{SOL(EG)} = \frac{F1(SST)}{A_{EG}} \quad (\text{Ec. 99})$$

$$C_{SOL(EG)} = \frac{296.609,8 \left[ \frac{Kg}{día} \right]}{843,4 [m^2]} = 351,68 \frac{Kg}{m^2 \cdot día}$$

Como este valor es superior al valor de diseño adoptado, es decir, de 130 Kg/m<sup>2</sup>·día, es necesario ampliar la superficie, como se muestra en la siguiente ecuación.

$$A_{EG}^* = \frac{F1(SST)}{C_{SOL(EG)} \text{ de tabla}} \quad (\text{Ec. 100})$$

$$A_{EG}^* = \frac{296.609,8 \left[ \frac{Kg}{día} \right]}{130 \left[ \frac{Kg}{m^2 \cdot día} \right]} = 2.281,6 m^2$$

Considerando esta nueva área, la altura requerida del espesador es de:

$$h = \frac{V_{EG}}{A_{EG}^*} \quad (\text{Ec. 101})$$

$$h = \frac{6.478,0 [m^3]}{2.281,6 [m^2]} = 2,84 m$$

Este valor de altura es menor a los 3,5 m recomendados por lo que la altura obtenida es correcta. Por lo cual, con este valor de altura y área del espesador, el diámetro es de 54 m.

Se debe comprobar que la carga hidráulica, el tiempo de retención y la carga de sólidos sean similares a los parámetros de la tabla 61, como se muestra a continuación.

$$C_{H(EG)} = \frac{Q_{BEA}}{A_{EG}^*} \quad (\text{Ec. 102})$$

$$C_{H(EG)} = \frac{1.012,18 \left[ \frac{m^3}{día} \right]}{2.281,6 [m^2]} = 0,443 \frac{m^3}{m^2 \cdot día}$$

$$T_{V(EG)} = \frac{V_{EG} \cdot C_{E_1} \cdot 24}{F1(SST)} \quad (\text{Ec. 103})$$

$$T_{V(EG)} = \frac{6.478,0[m^3] \cdot 36,63 \left[ \frac{Kg}{m^3} \right] \cdot 24}{296.609,7 \left[ \frac{Kg}{día} \right]} = 19,2 \text{ h}$$

$$C_{SOL(EG)} = \frac{F1(SST)}{A_{EG}} \quad (\text{Ec. 104})$$

$$C_{SOL(EG)} = \frac{296.609,7 \left[ \frac{Kg}{día} \right]}{2.281,6[m^2]} = 130 \frac{Kg}{m^2 \text{ día}}$$

Por último, el último paso es determinar la potencia requerida en el motor para realizar la sedimentación del trióxido de arsénico formado (25). El primer paso es determinar el torque requerido, según la ecuación 105.

$$T = K \cdot D^2 \quad (\text{Ec. 105})$$

Donde:

T = Máximo torque en pie·lb

K = factor, según tabla 62.

D = diámetro del espesador (pie)

Tabla 62 – Valor de K, según tipo de fango

| Fangos        | Rango   |
|---------------|---------|
| ligeros       | 5 - 10  |
| medio ligeros | 10 - 20 |
| pesados       | 20 - 35 |
| extra pesados | > 35    |

Para este caso, considerando el diámetro del espesador, se considerará el valor de K mayor.

$$T = 35 \cdot \left( 53,9 \text{ m} \cdot \frac{\text{pie}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2$$

$$T = 1.094.499 \text{ pls} \cdot \text{lb} = 1.477.574,6 \text{ Nm}$$

Generalmente, la velocidad de operación del rastrillo de un espesador es entre 8 y 12 m/min, por lo cual la velocidad de giro es de:

$$\text{Velocidad de Giro (N)} = \frac{\text{velocidad del rastrillo } \left(\frac{\text{m}}{\text{min}}\right)}{\pi \cdot D \text{ (m)}} \quad (\text{Ec. 106})$$

$$\text{Velocidad de Giro (N)} = \frac{8 \left[\frac{\text{m}}{\text{min}}\right]}{\pi \cdot 53,9 \text{ [m]}} = 0,05 \text{ rpm}$$

Por lo tanto, la potencia del motor requerido para este proceso es de:

$$\text{potencia motor (P)} = \frac{2 \cdot \pi \cdot N \cdot T}{60 \cdot E \cdot 1000} \quad (\text{Ec. 107})$$

Donde:

P = Potencia (kW)

E = eficiencia (60%)

$$\text{potencia motor (P)} = \frac{2 \cdot \pi \cdot 0,05 \text{ [rpm]} \cdot 1.477.574,6 \text{ [Nm]}}{60 \cdot 0,6 \cdot 1000} = 12,89 \text{ kW} \cong 17,3 \text{ Hp}$$

Por lo tanto, el motor requerido para el proceso de decantación es de:

$$\text{potencia motor (P)} = 20 \text{ Hp}$$

Finalmente en la tabla 63, se aprecia un resumen del diseño del espesador D - 1.

Tabla 63 – Diseño espesador D - 1

| Característica   | Detalle                                |
|------------------|--|
| Altura           | 2,84 m                                 |
| Diámetro         | 54 m                                   |
| Carga Hidráulica | 0,443 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h |
| Carga de sólidos | 130 Kg/m <sup>2</sup> dia              |
| Potencia Motor   | 20 Hp                                  |

### 4.6 ESTANQUE ALMACENAMIENTO TK - 3

Según los datos obtenidos desde el balance de masa y energía, este estanque recibe un flujo de 215.356,2 lt/h, y considerando un sobredimensionamiento del 20%, la capacidad del estanque es de:

$$Capacidad\ TK - 3 = 215.356,2 \frac{lt}{h} \cdot 1h \cdot \frac{1\ m^3}{1000\ lt} = 215,36\ m^3$$

Las dimensiones necesarias del estanque para contener esta capacidad se presentan en la tabla 64.

Tabla 64 - Dimensiones TK - 3

|          | Unidad | Medida         |
|----------|--------|----------------|
| Diámetro | 12,00  | m              |
| Área     | 113,10 | m <sup>2</sup> |
| Altura   | 8,00   | m              |
| Volumen  | 904,8  | m <sup>3</sup> |

Se presenta un mayor volumen ante eventuales inconvenientes y considerando que el volumen de 215,3 m<sup>3</sup> es el flujo a cada hora.

### 4.7 EVAPORACIÓN E - 1

El proceso de evaporación cuenta con 5 etapas como se desarrolló en el balance de masa y energía. Para el desarrollo del diseño de estos equipos, lo primero que debemos calcular es el calor de cada una de las etapas, según la ecuación 108. Considerando los datos del balance de masa y energía.

$$Q_{etapa\ i} = \lambda_{etapa\ i}^v \cdot m_{etapa\ i}^v \tag{Ec. 108}$$

Donde

M<sup>v</sup> = masa de vapor de cada etapa

$$Q_{\text{etapa 1}} = 2.187,19 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \cdot 42.375,26 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 92.682.738,36 \left[ \frac{kJ}{h} \right] \cong 87.846.290,55 \left[ \frac{BTU}{h} \right]$$

$$Q_{\text{etapa 2}} = 2.199,8 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \cdot 15.887,12 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 34.948.495,38 \left[ \frac{kJ}{h} \right] \cong 33.124.783,90 \left[ \frac{BTU}{h} \right]$$

$$Q_{\text{etapa 3}} = 2.218,96 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \cdot 21.532,50 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 47.779.753,98 \left[ \frac{kJ}{h} \right] \cong 45.286.471,09 \left[ \frac{BTU}{h} \right]$$

$$Q_{\text{etapa 4}} = 2.235,8 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \cdot 26.636,20 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 59.553.207,02 \left[ \frac{kJ}{h} \right] \cong 56.445.552,0 \left[ \frac{BTU}{h} \right]$$

$$Q_{\text{etapa 5}} = 2.263,6 \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \cdot 31.594,94 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 71.518.299,39 \left[ \frac{kJ}{h} \right] \cong 67.786.256,94 \left[ \frac{BTU}{h} \right]$$

El siguiente paso es darse un valor de  $U_D$  que en este caso será de 700 BTU/h·pie<sup>2</sup>·F (21) e ingresando a la figura E14<sup>14</sup> obtenemos el verdadero valor del coeficiente de transferencia de calor, como se aprecia en la siguiente tabla.

Tabla 65 – Coeficiente de transferencia de calor E - 1

| Nº etapa | Tº vapor (°C) | Tº vapor (°F) | $U_D$ dado (BTU/h·pie <sup>2</sup> ·F) | Valor Figura E14 | $U_D$ real (BTU/h·pie <sup>2</sup> ·F) |
|----------|---------------|---------------|--|------------------|--|
| 1        | 125,0         | 257,00        | 700                                    | 87,0%            | 609,0                                  |
| 2        | 120,80        | 249,44        | 700                                    | 84,0%            | 588,0                                  |
| 3        | 113,83        | 236,89        | 700                                    | 83,5%            | 584,5                                  |
| 4        | 107,60        | 225,68        | 700                                    | 82,0%            | 574,0                                  |
| 5        | 97,10         | 206,78        | 700                                    | 80,0%            | 560,0                                  |

Por lo tanto, el área de transferencia se obtiene de la ecuación 109, tomando los datos de la tabla 66.

$$A_{\text{etapa } i} = \frac{Q_{\text{etapa } i}}{U_{\text{etapa } i} \cdot \Delta T_{\text{etapa } i}} \quad (\text{Ec. 109})$$

Tabla 66 – Variación de Temperatura de etapas E - 1

| Nº efecto | $\Delta T$ (°C) | $\Delta T$ (°F) |
|-----------|-----------------|-----------------|
| 1         | 4,20            | 39,6            |
| 2         | 6,97            | 44,5            |
| 3         | 6,23            | 43,2            |
| 4         | 10,50           | 50,9            |
| 5         | 3,20            | 37,8            |

<sup>14</sup> Todas las figuras E, se encuentran en el Anexo E.

$$A_{\text{etapa 1}} = \frac{87.846.290,55 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{609,0 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pts^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 39,5 [^\circ F]} = 3.651,82 [pts^2]$$

$$A_{\text{etapa 2}} = \frac{33.124.783,90 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{588,0 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pts^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 44,5 [^\circ F]} = 1.265,94 [pts^2]$$

$$A_{\text{etapa 3}} = \frac{45.286.471,09 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{584,5 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pts^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 43,2 [^\circ F]} = 1.793,49 [pts^2]$$

$$A_{\text{etapa 4}} = \frac{56.445.552,0 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{574,0 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pts^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 50,9 [^\circ F]} = 1.931,96 [pts^2]$$

$$A_{\text{etapa 5}} = \frac{67.786.256,94 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{560 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pts^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 37,8 [^\circ F]} = 3.210,79 [pts^2]$$

## 4.8 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 2

El calor intercambiado por ambas corrientes y obtenido desde el balance de masa y energía es de:

$$Q_{i-2} = 4.974.730,1 \frac{kJ}{h} = 4.715.134,62 \frac{BTU}{h}$$

Para el cálculo del LMTD, se supondrá flujos en contracorriente como se aprecia en la ecuación 110. En la tabla 67, se aprecian las temperaturas involucradas.

$$LMTD = \frac{(T_{\text{ácido entrada}} - T_{\text{gas salida}}) - (T_{\text{ácido salida}} - T_{\text{gas entrada}})}{\ln \frac{(T_{\text{ácido entrada}} - T_{\text{gas salida}})}{(T_{\text{ácido salida}} - T_{\text{gas entrada}})}} \quad (\text{Ec. 110})$$

Tabla 67 – Temperaturas corrientes I - 2

| Corriente 9 - 10 |       |    | Corriente 16 - 17 |       |    |
|------------------|-------|----|-------------------|-------|----|
| Acido entrada    | 95,0  | °C | Gas salida        | 105,0 | °C |
|                  | 203,0 | °F |                   | 221   | °F |
| Acido salida     | 125,7 | °C | Gas entrada       | 200,0 | °C |
|                  | 258,3 | °F |                   | 392,0 | °F |

Por lo tanto, el LMTD es de:

$$LMTD = \frac{(203[°F] - 221[°F]) - (258,3[°F] - 392[°F])}{\ln \frac{(203[°F] - 221[°F])}{(258,3[°F] - 392[°F])}} = 57,70 \text{ °F}$$

Para el caso de este intercambiador, supondremos un  $U_D$  de 50 BTU/hpie<sup>2</sup>°F. Por lo tanto, el área de transferencia requerida es de:

$$A = \frac{Q_{tot}}{LMTD \cdot U_D} \tag{Ec. 111}$$

$$A = \frac{4.715.134,62 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{57,6[°F] \cdot 50 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot °F} \right]} = 1.630,97 \text{ pie}^2$$

Para éste diseño supondremos los siguientes datos para los tubos utilizados en el intercambiador, los cuales fueron obtenidos desde la figura E2.

Tabla 68 – Características de tubos I - 2

| Característica | Valor  | Unidad                        |
|----------------|--------|-------------------------------|
| DE             | 1 1/4  | plg                           |
| BWG            | 18     |                               |
| DI             | 1,15   | plg                           |
| a`             | 0,3271 | pie <sup>2</sup> / pie lineal |
| Largo (L)      | 16,0   | pie                           |
| a`t            | 1,04   | plg <sup>2</sup>              |

Con la información de la tabla anterior, calculamos el número requerido de tubos ( $N_T$ ), según la ecuación 78.

$$N_T = \frac{1.630,97 [pte^2]}{0,3271 \left[ \frac{pte^2}{pte} \right] \cdot 16 [pte]} = 311,6$$

$$N_T \cong 312$$

Al contar con 312 tubos, debemos elegir la configuración de los tubos, para ello, debemos ingresar a la figura E13, de la cual obtenemos:

Tabla 69 – Arreglo de tubos I - 2

|                          |            |
|--------------------------|------------|
| Nº de tubos              | 315        |
| Coraza (D <sub>s</sub> ) | 35 plg     |
| Nº de pasos (n)          | 8          |
| Pitch (Pt)               | 1 9/16 plg |
| Arreglo                  | Triangular |

Con el nuevo número de tubos escogidos debemos recalculamos el área de transferencia, según la ecuación 79.

$$A' = 315 \cdot 0,3271 \left[ \frac{pte^2}{pte} \right] \cdot 16 [pte] = 1.648,58 pte^2$$

Con esta nueva área, calculamos el verdadero valor de U<sub>D</sub>.

$$U_D = \frac{4.753.808,63 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{57,71 [°F] \cdot 1.648,58 [pte^2]} = 49,9 \frac{BTU}{lb \cdot pte^2 \cdot h}$$

Con esta información se continuará con el diseño del flujo por carcasa, que en este caso llevara el trióxido de azufre que reaccionará para formar ácido sulfúrico regenerado. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 80.

$$A_s = \frac{35 [plg] \cdot \left( 1 \frac{9}{16} [plg] - 1 \frac{1}{4} [plg] \right) \cdot 35 [plg]}{1 \frac{9}{16} [plg] \cdot 144} = 1,701 pte^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de agua por unidad de área (G<sub>s</sub>), considerando que éste flujo (W<sub>s</sub>) es de 103.583,54 (Kg/h) que equivalen a 227.883,79 (lb/h), utilizando la ecuación 81.

$$G_s = \frac{227.883,79 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{1,701 [pie^2]} = 133.970,5 \frac{lb}{pie^2 h}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E3, E5 y E7, considerando los porcentajes en pesos de la corriente 16, como se aprecia en la tabla 70.

$$\bar{T} = \frac{392 [^{\circ}F] + 221 [^{\circ}F]}{2} = 307^{\circ}F$$

Tabla 70 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 2

| Compuesto                       | Porcentaje | Viscosidad ( $\mu$ ) | Capacidad calorífica (cp), BTU/lb $^{\circ}$ F | Densidad ( $\rho$ ), lb/pie <sup>3</sup> | Conductividad térmica (k), BTU/hpie <sup>2</sup> ( $^{\circ}$ F/pie) |
|---------------------------------|------------|----------------------|--|--|--|
| SO <sub>3(g)</sub>              | 76,55%     | 0,0363               | 0,18   | 0,14                                     | 0,0097   |
| H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub> | 21,08%     | 0,0363               | 0,45   | 0,0315                                   | 0,014  |
| SO <sub>2(g)</sub>              | 1,89%      | 0,0363               | 0,18   | 0,112                                    | 0,0097   |
| O <sub>2(g)</sub>               | 0,47%      | 0,0968               | 0,25   | 0,056                                    | 0,002  |
| Promedio                        |            | 0,036                | 0,237  | 0,116                                    | 0,011  |

De la figura E11, obtenemos el diámetro equivalente:

$$D_e = 0,91 \text{ pig} = 0,0758 \text{ pie}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza, utilizando la ecuación 82.1, es de:

$$h_o = \frac{0,011 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^{\circ}F} \right]}{0,0758 [pie]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{133.970,5 \left[ \frac{lb}{pie^2 h} \right] \cdot 0,0758 [pie]}{0,036 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]} \right)^{0,82} \cdot \left( \frac{0,237 \left[ \frac{BTU}{lb \cdot ^{\circ}F} \right] \cdot 0,036 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]}{0,011 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^{\circ}F} \right]} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 47,78 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^{\circ}F}$$

El siguiente paso es determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de

los tubos, que en este caso llevara el ácido sulfúrico gastado. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 84:

$$A_t = \frac{315 \cdot 1,04 [plg]}{8 \cdot 144} = 0,284 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de ácido sulfúrico gastado agua por unidad de área ( $G_t$ ), considerando que éste flujo ( $W_t$ ) es de 114.712,49 (Kg/h) que equivalen a 252.367,48 (lb/h), utilizando la ecuación 85.

$$G_t = \frac{252.367,48 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]}{0,284 [\text{pie}^2]} = 888.617,8 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E4, E6 y E8.

$$\bar{T} = \frac{258,3 [^{\circ}\text{F}] + 203 [^{\circ}\text{F}]}{2} = 231^{\circ}\text{F}$$

Tabla 71 – Propiedades físicas lado tubos en I - 1

| Propiedad                 | Valor  | Unidad                                      |
|---------------------------|--------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 3,50   | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 0,34   | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 112,32 | lb/pie <sup>2</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,672  | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos utiliza la ecuación 86, obtenemos:

$$h_t = \frac{0,672 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^{\circ}\text{F}} \right]}{0,096 [\text{pie}]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{888.617,8 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \cdot 0,096 [\text{pie}]}{3,50 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]} \right)^{0,82} \cdot \left( \frac{0,34 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^{\circ}\text{F}} \right] \cdot 3,50 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]}{0,672 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^{\circ}\text{F}} \right]} \right)^{1/2}$$

$$h_t = 788,74 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}}$$

$$h_{i,c} = 788,74 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot \frac{1,15[pie]}{1,25[pie]} = 725,64 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

Al obtener ambos coeficientes, se procede al cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio (Uc), utilizando la ecuación 88.

$$U_c = \frac{47,78 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 725,64 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{47,78 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] + 725,64 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 44,82 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

El último paso es verificar el factor de obstrucción de éste intercambiador. El valor obtenido desde tabla es de  $R_d = 0,003 \text{ pie}^2 \cdot ^\circ F \cdot h/BTU$ , utilizando la ecuación 89.

$$R_d = \frac{44,82 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] - 49,9 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{44,82 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 49,9 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = -0,002$$

Por lo tanto, como el valor del  $R_d$  es menor al de tabla, se deberá elegir un nuevo largo de tubos ( $L_{nuevo} = 24 \text{ pie}$ ), para obtener un nuevo coeficiente de transferencia de calor.

$$U_{D_{nuevo}} = 49,9 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot \frac{16[pie]}{24[pie]} = 33,26 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]$$

$$R_d'' = \frac{44,82 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] - 33,26 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{44,82 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 33,26 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 0,007$$

Por lo tanto, el diseño escogido es correcto considerando que  $R_d''$  es mayor que el obtenido desde tablas. El siguiente paso y final es obtener las caídas de presión en cada uno de los lados del intercambiador.

Para el lado de carcasa, considerando el número de Reynolds obtenido de 280.000 aproximadamente y entrando a la figura E12, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,0002 \frac{pte}{pte^2}$$

El número de cruces que se producen según la ecuación 90, es de:

$$N + 1 = \frac{12 \cdot 24[pte]}{35[ptg]} = 8,2 pte$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de la carcasa según la ecuación 91, es de:

$$\Delta P_s = \frac{0,0002 \left[ \frac{pte}{pte^2} \right] \cdot \left( 133.970,48 \left[ \frac{lb}{pte^2 h} \right] \right)^2 \cdot 35[ptg] \cdot 8,2[pte]}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,091[pte] \cdot 1} = 0,02 psi$$

Para el lado de los tubos, considerando el número de Reynolds obtenido de 25.000 aproximadamente y entrando a la figura E9, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,0018 \frac{pte}{pte^2}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos según la ecuación 92, es de:

$$\Delta P_t = \frac{0,0018 \left[ \frac{pte}{pte^2} \right] \cdot \left( 888.617,8 \left[ \frac{lb}{pte^2 h} \right] \right)^2 \cdot 24[pte] \cdot 8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 1,15[pte] \cdot 1,8} = 2,52 psi$$

Además a esta caída de presión debemos agregarle la caída de presión ocasionada por los cambios de dirección del fluido. Con la velocidad másica obtenida ( $G_t$ ) y entrando a la figura E10, obtenemos un nuevo factor por pérdidas por retorno, según la ecuación 93.

$$f' = 0,1 \frac{lb}{ptg^2}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 8}{1,8} \cdot 0,1 \left[ \frac{lb}{ptg^2} \right] = 1,77 psi$$

Por lo tanto, la caída de presión total por el lado de los tubos según la ecuación 93, es de:

$$\Delta P_{t,c} = 2,52[\text{psf}] + 1,77[\text{psf}] = 4,29 [\text{psf}]$$

Finalmente en la tabla 72, se aprecia un resumen del diseño del intercambiador I – 2.

Tabla 72 – Diseño I - 2

| Característica                                      | Detalle                          |
|---|----------------------------------|
| Calor transferido                                   | 4.753,8 MBTU/h                   |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado carcasa | 47,78 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F  |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado tubos   | 725,64 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor total         | 44,82 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F  |
| LMTD  | 57,70 °F                         |
| Área de Transferencia                               | 1.648,58 pie <sup>2</sup>        |
| Largo de los tubos                                  | 24 pie                           |
| Caída de presión, lado carcasa                      | 0,02 psi                         |
| Caída de presión, lado tubos                        | 4,29 psi                         |

### 4.9 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 3

El calor intercambiado por ambas corrientes y obtenido desde el balance de masa y energía es de:

$$Q_{I-3} = 5.570.238,22 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 5.279.567,41 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Para el cálculo del LMTD, se supondrá flujos en contracorriente como se aprecia en la ecuación 110. En la tabla 73, se aprecian las temperaturas involucradas.

Tabla 73 – Temperaturas corrientes I - 3

| Corriente 14 - 16 |       |    | Corriente 10 - 11 |       |    |
|-------------------|-------|----|-------------------|-------|----|
| Gas salida        | 382,0 | °C | Acido salida      | 160,0 | °C |
|                   | 719,6 | °F |                   | 320   | °F |
| Gas entrada       | 200,0 | °C | Acido entrada     | 125,7 | °C |
|                   | 392,0 | °F |                   | 258,3 | °F |

Por lo tanto, el LMTD es de:

$$LMTD = \frac{(719,6[^\circ F] - 320[^\circ F]) - (392[^\circ F] - 258,3[^\circ F])}{\ln \frac{(719,6[^\circ F] - 320[^\circ F])}{(392[^\circ F] - 258,3[^\circ F])}} = 242,8 \text{ } ^\circ F$$

Para el caso de este intercambiador, supondremos un  $U_D$  de 50 BTU/hpie<sup>2</sup>°F. Por lo tanto, el área de transferencia requerida es de:

$$A = \frac{Q_{t-1}}{LMTD \cdot U_D} \tag{Ec. 112}$$

$$A = \frac{5.279.567,41 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{242,8[^\circ F] \cdot 50 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 434,89 \text{ } pie^2$$

Para éste diseño supondremos los siguientes datos para los tubos utilizados en el intercambiador, los cuales fueron obtenidos desde la figura E2.

Tabla 74 – Características de tubos I - 3

| Característica | Valor  | Unidad                        |
|----------------|--------|-------------------------------|
| DE             | 3/4    | plg                           |
| BWG            | 18     |                               |
| DI             | 0,65   | plg                           |
| a``            | 0,1963 | pie <sup>2</sup> / pie lineal |
| Largo (L)      | 8,0    | pie                           |
| a`t            | 0,334  | plg <sup>2</sup>              |

Con la información de la tabla anterior, calculamos el número requerido de tubos ( $N_T$ ), según la ecuación 78.

$$N_T = \frac{434,89[pie^2]}{0,1963 \left[ \frac{pie^2}{pie} \right] \cdot 8} = 277,9$$

$$N_T \cong 278$$

Al contar con 278 tubos, debemos elegir la configuración de los tubos, para ello, debemos ingresar a la figura E13, de la cual obtenemos:

Tabla 75 – Arreglo de tubos I - 3

|                          |            |
|--------------------------|------------|
| Nº de tubos              | 278        |
| Coraza (D <sub>S</sub> ) | 21 1/4 plg |
| Nº de pasos (n)          | 4          |
| Pitch (Pt)               | 1 plg      |
| Arreglo                  | Triangular |

Con el nuevo número de tubos escogidos debemos recalculamos el área de transferencia, según la ecuación 79.

$$A' = 278 \cdot 0,1963 \cdot 8 = 436,57 \text{ pie}^2$$

Con esta nueva área, calculamos el verdadero valor de U<sub>D</sub>.

$$U_D = \frac{5.279.567,41 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{243,8 [^{\circ}F] \cdot 436,57 [\text{pie}^2]}$$

$$U_D = 49,8 \frac{BTU}{\text{lb} \cdot \text{pie}^2 \cdot h}$$

Con esta información se continuara con el diseño del flujo por carcasa, que en este caso llevara los gases provenientes de SLV - 1. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 80.

$$A_s = \frac{21 \frac{1}{4} [\text{plg}] \cdot (1 [\text{plg}] - \frac{3}{4} [\text{plg}]) \cdot 21 \frac{1}{4} [\text{plg}]}{1 [\text{plg}] \cdot 144} = 0,783 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de gases por unidad de área (G<sub>S</sub>), considerando que éste flujo (W<sub>S</sub>) es de 103.584,51(Kg/h) que equivalen a 227.885,92 (lb/h).

$$G_s = \frac{227.885,92 \left[ \frac{\text{lb}}{h} \right]}{0,783 [\text{pie}^2]} = 291.042,04 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 h}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E3, E5 y E7, considerando los porcentajes en pesos de la corriente 14, como

se aprecia en la tabla 76.

$$\bar{T} = \frac{719,6[{}^{\circ}\text{F}] - 392[{}^{\circ}\text{F}]}{2} = 556^{\circ}\text{F}$$

Tabla 76 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 3

| Compuesto   | Porcentaje | Viscosidad ( $\mu$ ) | Capacidad calorífica (cp), BTU/lb $^{\circ}$ F | Densidad ( $\rho$ ), lb/pie $^3$ | Conductividad térmica (k), BTU/hpie $^2$ ( $^{\circ}$ F/pie) |
|-------------|------------|----------------------|--|----------------------------------|--|
| SO $_3$ (g) | 76,55%     | 0,05082              | 0,200  | 0,14                             | 0,018  |
| H $_2$ O(g) | 21,08%     | 0,0484               | 0,500  | 0,0315                           | 0,0248   |
| SO $_2$ (g) | 1,89%      | 0,05082              | 0,200  | 0,112                            | 0,018  |
| O $_2$ (g)  | 0,47%      | 0,0726               | 0,250  | 0,056                            | 0,018  |
| Promedio    |            | 0,050                | 0,263  | 0,116                            | 0,019  |

De la figura E11, obtenemos el diámetro equivalente:

$$D_e = 0,73 \text{ plg} = 0,061 \text{ pies}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza, según la ecuación 82, es de:

$$h_c = \frac{0,019 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot {}^{\circ}\text{F}} \right]}{0,061 [\text{pie}]} \cdot 0,80 \cdot \left( \frac{291,042,04 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3 \cdot \text{h}} \right] \cdot 0,061 [\text{pie}]}{0,05 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{0,263 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot {}^{\circ}\text{F}} \right] \cdot 0,05 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]}{0,019 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot {}^{\circ}\text{F}} \right]} \right)^{1/2}$$

$$h_c = 112,0 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot {}^{\circ}\text{F}}$$

El siguiente paso es determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos, que en este caso llevara el ácido sulfúrico gastado. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 84.

$$A_c = \frac{278 \cdot 0,334 [\text{plg}^2]}{4 \cdot 144} = 0,1612 \text{ pies}^2$$

Con el área obtenida, se calcula el flujo de ácido sulfúrico gastado por unidad de área ( $G_t$ ), considerando que éste flujo ( $W_t$ ) es de 114.712,49 (Kg/h) que equivalen a 252.367,48 (lb/h).

$$G_c = \frac{252.367,48 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]}{0,1612 [\text{pie}^2]} = 1.565.555,07 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E4, E6 y E8.

$$\bar{T} = \frac{320[^\circ\text{F}] + 358,3[^\circ\text{F}]}{2} = 289,1^\circ\text{F}$$

Tabla 77 – Propiedades físicas lado tubos en I - 3

| Propiedad                 | Valor  | Unidad                                      |
|---------------------------|--------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 3,63   | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 0,40   | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 116,06 | lb/pie <sup>3</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,706  | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos utiliza la ecuación 86, obtenemos:

$$h_t = \frac{0,706 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{0,0348 [\text{pie}]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{1.565.555,07 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \cdot 0,0348 [\text{pie}]}{3,63 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]} \right)^{0,22} \cdot \left( \frac{1 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 3,63 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]}{0,706 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]} \right)^{1/4}$$

$$h_t = 2044,56 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$h_{t,c} = 2044,56 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot \frac{0,65 [\text{pie}]}{0,75 [\text{pie}]} = 1.771,95 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Al obtener ambos coeficientes, se procede al cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio (Uc) considerando la ecuación 88.

$$U_c = \frac{112,1 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 1.771,95 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{112,1 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] + 1.771,95 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]} = 105,43 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

El último paso es verificar el factor de obstrucción de éste intercambiador. El valor obtenido desde tabla es de  $R_d = 0,003 \text{ pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{h}/\text{BTU}$ , considerando la ecuación 89.

$$R_d = \frac{105,43 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] - 49,8 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{105,43 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 49,8 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]} = 0,011$$

Por lo tanto, el diseño escogido es correcto considerando que  $R_d$  es mayor que el obtenido desde tablas. El siguiente paso y final es obtener las caídas de presión en cada uno de los lados del intercambiador.

Para el lado de carcasa, considerando el número de Reynolds obtenido de 350.000 aproximadamente y entrando a la figura E12, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,001 \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2}$$

El número de cruces que se producen es:

$$N + 1 = \frac{12 \cdot 8 [\text{pie}]}{21 \frac{1}{4} [\text{pie}]} = 4,5 \text{ pie}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de la carcasa, según la ecuación 91, es de:

$$\Delta P_f = \frac{0,001 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2} \right] \cdot \left( 291.042,04 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \right)^2 \cdot 21 \frac{1}{4} [\text{pie}] \cdot 4,5 [\text{pie}]}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,061 [\text{pie}] \cdot 1} = 3,54 \text{ psi}$$

Para el lado de los tubos, considerando el número de Reynolds obtenido de 23.000 aproximadamente y entrando a la figura E9, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,00009 \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos según la ecuación 92, es de:

$$\Delta P_c = \frac{0,00009 \left[ \frac{pie}{pie^2} \right] \cdot \left( 1.565.555,07 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right] \right)^2 \cdot 8 [pie] \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0543 [pie] \cdot 1,86} = 1,34 \text{ psi}$$

Además a esta caída de presión debemos agregarle la caída de presión ocasionada por los cambios de dirección del fluido. Con la velocidad másica obtenida ( $G_t$ ) y entrando a la figura E10, obtenemos un nuevo factor por perdidas por retorno según la ecuación 93.

$$f^* = 0,7 \frac{lb}{pie \cdot g^2}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 4}{1,86} \cdot 0,7 \left[ \frac{lb}{pie \cdot g^2} \right] = 6,02 \text{ psi}$$

Por lo tanto, la caída de presión total por el lado de los tubos según la ecuación 93 es de:

$$\Delta P_{cc} = 1,34 [psi] + 6,02 [psi] = 7,36 \text{ psi}$$

Finalmente en la tabla 78, se aprecia un resumen del diseño del intercambiador I – 3

Tabla 78 – Diseño I - 3

| Característica                                      | Detalle                            |
|---|------------------------------------|
| Calor transferido                                   | 5.279,5 MBTU/h                     |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado carcasa | 112,1 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F    |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado tubos   | 1.771,95 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor total         | 105,43 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F   |
| LMTD  | 242,8 °F                           |
| Área de Transferencia                               | 436,57 pie <sup>2</sup>            |
| Largo de los tubos                                  | 8 pie                              |
| Caída de presión, lado carcasa                      | 2,54 psi                           |
| Caída de presión, lado tubos                        | 7,36 psi                           |

### 4.10 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 4

El calor intercambiado por ambas corrientes y obtenido desde el balance de masa y energía es de:

$$Q_{I-4} = 3.264.717,5 \frac{kJ}{h} = 3.094.355,3 \frac{BTU}{h}$$

Para el cálculo del LMTD, se supondrá flujos en contracorriente como se aprecia en la ecuación 113. En la tabla 79, se aprecian las temperaturas involucradas.

$$LMTD = \frac{(T_{\text{descarte entrada}} - T_{\text{acido salida}}) - (T_{\text{descarte salida}} - T_{\text{acido entrada}})}{\ln \left( \frac{T_{\text{descarte entrada}} - T_{\text{acido salida}}}{T_{\text{descarte salida}} - T_{\text{acido entrada}}} \right)} \quad (\text{Ec. 113})$$

Tabla 79 – Temperaturas corrientes I - 4

| Corriente 15     |        |    | Corriente 11 - 12 |       |    |
|------------------|--------|----|-------------------|-------|----|
| Descarte entrada | 382,0  | °C | Acido salida      | 180,0 | °C |
|                  | 719,6  | °F |                   | 356   | °F |
| Descarte salida  | 175,7  | °C | Acido entrada     | 160,0 | °C |
|                  | 348,26 | °F |                   | 320,0 | °F |

Por lo tanto, el LMTD es de:

$$LMTD = \frac{(719,6[°F] - 356[°F]) - (348,26[°F] - 320[°F])}{\ln \left( \frac{719,6[°F] - 356[°F]}{348,26[°F] - 320[°F]} \right)} = 131,27 \text{ °F}$$

Para el caso de este intercambiador, supondremos un  $U_D$  de 40 BTU/hpie<sup>2</sup>°F. Por lo tanto, el área de transferencia requerida es de:

$$A = \frac{Q_{I-4}}{LMTD \cdot U_D} \quad (\text{Ec. 114})$$

$$A = \frac{3.094.355,3 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{131,56[°F] \cdot 40 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot °F} \right]} = 588,05 \text{ pie}^2$$

Para éste diseño supondremos los siguientes datos para los tubos utilizados en el intercambiador, los cuales fueron obtenidos desde la figura E2.

Tabla 80 – Características de tubos I - 4

| Característica | Valor  | Unidad                        |
|----------------|--------|-------------------------------|
| DE             | 3/4    | plg                           |
| BWG            | 18     |                               |
| DI             | 0,65   | plg                           |
| a``            | 0,1963 | pie <sup>2</sup> / pie lineal |
| Largo (L)      | 12,0   | pie                           |
| a` t           | 0,334  | plg <sup>2</sup>              |

Con la información de la tabla anterior, calculamos el número requerido de tubos (N<sub>T</sub>), según la ecuación 78.

$$N_T = \frac{588,05 \text{ [pie}^2\text{]}}{0,1963 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \right] \cdot 12 \text{ [pie]}} = 249,6$$

$$N_T \cong 250$$

Al contar con 250 tubos, debemos elegir la configuración de los tubos, para ello, debemos ingresar a la figura E13, de la cual obtenemos:

Tabla 81 – Arreglo de tubos I - 4

|                           |            |
|---------------------------|------------|
| Nº de tubos               | 252        |
| Coraza (DI <sub>s</sub> ) | 19 1/4 plg |
| Nº de pasos (n)           | 4          |
| Pitch (Pt)                | 15/16 plg  |
| Arreglo                   | Triangular |

Con el nuevo número de tubos escogidos debemos recalcular el área de transferencia, según la ecuación 79.

$$A' = 252 \cdot 0,1963 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \right] \cdot 12 \text{ [pie]} = 593,61 \text{ pie}^2$$

Con esta nueva área, calculamos el verdadero valor de U<sub>D</sub>.

$$U_D = \frac{3.094.355,3 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right]}{131,56 \text{ [}^\circ\text{F]} \cdot 593,61 \text{ [pie}^2\text{]}} = 39,62 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{h}}$$

Con esta información se continuara con el diseño del flujo por carcasa, que en este caso llevara el agua de enfriamiento. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 80.

$$A_s = \frac{19\frac{1}{4}[plg] \cdot (\frac{15}{16}[plg] - \frac{3}{4}[plg]) \cdot 19\frac{1}{4}[plg]}{\frac{15}{16}[plg] \cdot 144} = 0,514 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de solución descarte por unidad de área ( $G_s$ ), considerando que éste flujo ( $W_s$ ) es de 11.127,01 (Kg/h) que equivalen a 24.479,42 (lb/h)

$$G_s = \frac{24.479,42 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{0,514 [pie^2]} = 47.625,3 \frac{lb}{pie^2 h}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E3, E5 y E7.

$$\bar{T} = \frac{719,6[^\circ F] + 348,26[^\circ F]}{2} = 534^\circ F$$

Tabla 82 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 1

| Propiedad                 | Valor | Unidad                                      |
|---------------------------|-------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 0,96  | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 0,4   | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 116,1 | lb/pie <sup>2</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 1,292 | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

De la figura E11, obtenemos el diámetro equivalente:

$$D_e = 0,73 \text{ plg}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza según la ecuación 82 es de:

$$h_o = \frac{1.292 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F} \right]}{0.06 [pie]} \cdot 0.36 \cdot \left( \frac{47.625,3 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right] \cdot 0.06 [pie]}{0.96 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]} \right)^{0.33} \cdot \left( \frac{0.4 \left[ \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F} \right] \cdot 0.96 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]}{1.292 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F} \right]} \right)^{1/4}$$

$$h_o = 421,03 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

El siguiente paso es determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos, que en este caso llevara el ácido sulfúrico gastado. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 84.

$$A_s = \frac{252 \cdot 0,334 [pie^2]}{4 \cdot 144} = 0,146 pie^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de ácido sulfúrico gastado por unidad de área ( $G_t$ ), considerando que éste flujo ( $W_t$ ) es de 114.712,49 (Kg/h) que equivalen a 252.367,48 (lb/h)

$$G_s = \frac{252.367,48 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{0,146 [pie^2]} = 1.728544,38 \frac{lb}{pie^2 h}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E4, E6 y E8.

$$\bar{T} = \frac{356 [^\circ F] + 320 [^\circ F]}{2} = 338^\circ F$$

Tabla 83 – Propiedades físicas lado tubos en I - 4

| Propiedad                 | Valor  | Unidad                                      |
|---------------------------|--------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 1,452  | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 0,34   | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 116,06 | lb/pie <sup>2</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,825  | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos utiliza la ecuación 86, obtenemos:

$$h_i = \frac{0.825 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F} \right]}{0.034 [pie]} \cdot 0.36 \cdot \left( \frac{1.728344,38 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right] \cdot 0.034 [pie]}{1,452 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{0,34 \left[ \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F} \right] \cdot 1,452 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]}{0.825 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F} \right]} \right)^{2/3}$$

$$h_o = 2.044,02 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

$$h_{i,o} = 2.044,02 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot \frac{0,65 [pie]}{0,75 [pie]} = 1.771,48 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

Al obtener ambos coeficientes, se procede al cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio (Uc) según la ecuación 88.

$$Uc = \frac{h_i + h_o}{h_i \cdot h_o} \tag{Ec. 115}$$

$$Uc = \frac{421,03 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 1.771,48 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{421,03 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] + 1.771,48 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 340,18 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

El último paso es verificar el factor de obstrucción de éste intercambiador. El valor obtenido desde tabla es de  $R_d = 0,003 \text{ pie}^2 \text{ Fh/BTU}$ , según la ecuación 89.

$$R_d = \frac{340,18 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] - 39,62 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{340,18 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 39,62 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 0,022$$

Por lo tanto, el diseño escogido es correcto considerando que  $R_d$  es mayor que el obtenido desde tablas. El siguiente paso y final es obtener las caídas de presión en cada uno de los lados del intercambiador.

Para el lado de carcasa, considerando el número de Reynolds obtenido de 2.000 aproximadamente y entrando a la figura E12, obtenemos el factor de fricción por el

lado de la coraza.

$$f = 0,004 \frac{pte}{pte^2}$$

El número de cruces que se producen según la ecuación 90 es de:

$$N + 1 = \frac{12 \cdot 13[pte]}{19 \frac{1}{4}[ptg]} = 7,48 pte$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de la carcasa según la ecuación 91 es de:

$$\Delta P_s = \frac{0,004 \left[ \frac{pte}{pte^2} \right] \cdot \left( 47,625,3 \left[ \frac{lb}{pte^2 h} \right] \right)^2 \cdot 19 \frac{1}{4} [ptg] \cdot 7,48 [pte]}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,061 [pte] \cdot 1,86} = 0,22 psi$$

Para el lado de los tubos, considerando el número de Reynolds obtenido de 110.000 aproximadamente y entrando a la figura E9, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,00006 \frac{pte}{pte^2}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos según la ecuación 92 es de:

$$\Delta P_t = \frac{0,00006 \left[ \frac{pte}{pte^2} \right] \cdot \left( 1,728544,38 \left[ \frac{lb}{pte^2 h} \right] \right)^2 \cdot 12 [pte] \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,054 [pte] \cdot 1,86} = 1,63 psi$$

Además a esta caída de presión debemos agregarle la caída de presión ocasionada por los cambios de dirección del fluido. Con la velocidad másica obtenida ( $G_t$ ) y entrando a la figura E10, obtenemos un nuevo factor por perdidas por retorno, el que se utiliza en la ecuación 93.

$$f' = 0,3 \frac{lb}{ptg^2}$$

$$\Delta P_f = \frac{4 \cdot 4}{1,86} \cdot 0,3 \left[ \frac{lb}{pie^2} \right] = 2,58 \text{ psi}$$

Por lo tanto, la caída de presión total por el lado de los tubos según la ecuación siguiente es de:

$$\Delta P_{t,c} = 1,63[\text{psi}] + 2,58[\text{psi}] = 4,21 \text{ psi}$$

Finalmente en la tabla 84, se aprecia un resumen del diseño del intercambiador I – 4.

Tabla 84 – Diseño I - 4

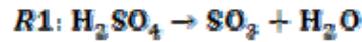
| Característica                                      | Detalle                            |
|---|------------------------------------|
| Calor transferido                                   | 3.094,35 MBTU/h                    |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado carcasa | 421,01 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F   |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado tubos   | 1.771,48 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor total         | 340,18 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F   |
| LMTD  | 131,56 °F                          |
| Área de Transferencia                               | 593,61 pie <sup>2</sup>            |
| Largo de los tubos                                  | 12 pie                             |
| Caída de presión, lado carcasa                      | 0,22 psi                           |
| Caída de presión, lado tubos                        | 4,21 psi                           |

## 4.11 REACTOR DE DESCOMPOSICIÓN R - 1

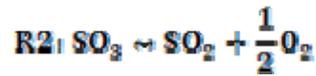
El equipo a diseñar como se mencionó en el balance de masa y energía será un reactor flujo pistón (PFR) con resistencias eléctricas, debido a que se requiere que el sistema mantenga homogénea la temperatura en su interior a alrededor de 380°C.

Para el diseño se analizará la transferencia de masa y la transferencia de calor involucrada para obtener cual de las dos es la predominante en este proceso.

Considerando la transferencia de masa debemos conocer la velocidad de reacción que nos interesa (R1), la cual ha sido muy estudiada hacia la formación de ácido sulfúrico fue imposible encontrar datos de velocidad de reacción asociada a esta.



Por lo tanto, para el diseño del reactor consideraremos los datos cinéticos de la reacción R2.



Según los estudios (8), la velocidad de reacción de R2 es menor que la velocidad de reacción de R1, lo cual se aprecia observando las pendientes generadas por ambas curvas en la figura 5, por lo que se corre el riesgo de sobredimensionar el reactor al utilizarse esta cinética de reacción.

La velocidad de reacción según los estudios cinéticos es (26):

$$r = 2,8 \cdot 10^{14} \cdot e^{\left(\frac{-4.040}{T}\right)} \frac{cm^3}{mol \cdot s}$$

La ecuación de diseño de un reactor PFR es:

$$V = F_{A0} \cdot \int_0^{x_a} \frac{dx_a}{r} \quad (\text{Ec. 116})$$

Según la figura 33 podemos dejar la velocidad de reacción en función de la conversión encontrando una regresión polinomial, como se muestra en la tabla 85.

Tabla 85 – Conversión - Temperatura

| T (K) | Conversión (x <sub>a</sub> ) |
|-------|------------------------------|
| 423   | 0                            |
| 473   | 0,03                         |
| 523   | 0,105                        |
| 573   | 0,37                         |
| 623   | 0,72                         |
| 673   | 0,905                        |
| 723   | 0,98                         |
| 773   | 1                            |

Fuente: Schwartz, et al. 2000 (8)

Graficando estos datos, podemos obtener la regresión de los datos, como se aprecia en la figura 33.

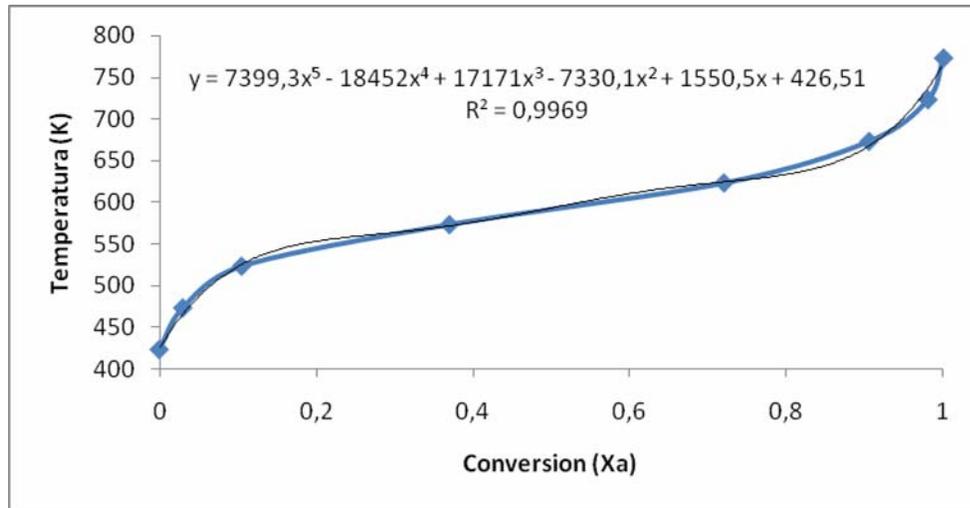


Figura 33 – Conversión - Temperatura

Por lo que la velocidad de reacción queda de la siguiente manera.

$$r = 2,8 \cdot 10^{14} \cdot e^{\left( \frac{-6040}{7399,3x^5 - 18452x^4 + 17171x^3 - 7330,1x^2 + 1550,5x + 426,51} \right)} \frac{cm^3}{mol \cdot s}$$

Desde el balance de masa podemos obtener el flujo de alimentación de ácido sulfúrico gastado ( $F_{A0}$ ) y la conversión global del ácido sulfúrico que corresponde al noventa por ciento (90%).

$$F_{A0} = 1.135,41 \frac{kmol}{h} = 315,39 \frac{mol}{s}$$

Por lo tanto, reemplazando los términos en la ecuación 116, obtenemos:

$$V = 315,39 \cdot \int_0^{0,9} \frac{dx}{2,8 \cdot 10^{14} \cdot e^{\left( \frac{-6040}{7399,3x^5 - 18452x^4 + 17171x^3 - 7330,1x^2 + 1550,5x + 426,51} \right)}}$$

$$V = 7,106 \cdot 10^{-8} cm^3 = 7,106 \cdot 10^{-14} m^3$$

Como se aprecia, el volumen requerido considerando la transferencia de masa es mínimo, considerando que la velocidad de reacción de R2 es más lenta que de R1, por lo que el segundo paso es determinar el volumen del reactor considerando la transferencia de calor.

Del balance de masa y energía, el calor transferido en el reactor es de:

$$Q_{\text{reactor}} = 6.935.859,9 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 6.573.927,08 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Las temperaturas de la corriente de entrada y salida como la variación de ésta se aprecian en la tabla 86.

Tabla 86 – Conversión - Temperatura

|               | T° (°C) | T° (°F) |
|---------------|---------|---------|
| T° de entrada | 180,0   | 356,0   |
| T° de salida  | 382,0   | 719,6   |
| ΔT            |         | 537,8   |

Para este diseño asumiremos un coeficiente de transferencia de calor de:

$$U = 300 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Reemplazando cada uno de los términos en la ecuación siguiente, obtenemos el área requerida para la transferencia de calor.

$$A = \frac{Q_{\text{reactor}}}{U \cdot \Delta T} \tag{Ec. 117}$$

$$A = \frac{6.573.927,08 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right]}{300 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 537,8 [^\circ\text{F}]} = 40,7 \text{ pie}^2$$

Para corroborar esta área, usaremos la velocidad de los gases para obtener el área de flujo y así determinar el largo del reactor requerido. Este flujo lo obtendremos desde la ecuación de los gases ideales.

$$Q_{\text{gas}} = \frac{F_{\text{Ag}} \cdot R \cdot T}{p} \tag{Ec. 118}$$

$$Q_{\text{gas}} = \frac{1.135.410,0 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{h}} \right] \cdot 0,082 \left[ \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right] \cdot (382 + 273) [\text{K}]}{1 [\text{atm}]}$$

$$Q_{gas} = 60.982.871 \frac{l}{h} = 60.982,8 \frac{m^3}{h} = 598,21 \frac{pie^3}{s}$$

Considerando una velocidad de gases de 10 pie/s, el área de flujo requerida para el reactor es de:

$$Area\ de\ flujo = \frac{Q_{gas}}{velocidad\ de\ gas} \tag{Ec. 119}$$

$$Area\ de\ flujo = \frac{598,21 \left[ \frac{pie^3}{s} \right]}{10 \left[ \frac{pie}{s} \right]} = 59,82 \frac{pie}{s}$$

Por lo tanto, el cálculo del área desarrollo anteriormente está correcto. Al considerar los datos proporcionados por la figura E1, se aprecia en la tabla 87.

Tabla 87 – Dimensiones estandarizadas R - 1

|   |       |                       |
|---|-------|-----------------------|
| Tamaño Nominal, IPS                           | 24,0  | plg                   |
| Área de flujo por tubo                        | 425,0 | plg <sup>2</sup>      |
|   | 2,95  | pie <sup>2</sup>      |
| Superficie por pie lineal (a <sub>t</sub> ``) | 6,09  | pie <sup>2</sup> /pie |
| Diámetro interno (DI)                         | 23,25 | plg                   |
|   | 1,94  | pie                   |

Con estos datos, el largo requerido del reactor es de:

$$L = \frac{A}{a_t} \tag{Ec. 120}$$

$$L = \frac{40,7 \left[ \frac{pie^2}{pie} \right]}{6,09 \frac{pie^2}{pie}} = 6,68\ pie \approx 7,0\ pie$$

Por lo tanto, el volumen requerido del reactor es de:

$$Volumen\ reactor = Area\ de\ flujo\ por\ tubo \cdot L \tag{Ec. 121}$$

$$Volumen\ reactor = 2,95 \left[ \frac{pie^2}{pie} \right] \cdot 7,0 \left[ \frac{pie}{pie} \right] = 20,7\ pie^3 \cong 0,58\ m^3$$

El siguiente paso es determinar la caída de presión que se originan por efectos del

roce. Lo primero que se debe calcular es el número de Reynolds.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot Di}{\mu} \quad (\text{Ec. 122})$$

Donde la densidad se calcula mediante gases ideales

$$\rho = \frac{P \cdot PM}{R \cdot T} \quad (\text{Ec. 123})$$

Tabla 88 – Peso molecular promedio de gases en R - 1

| Compuesto | % p/p  | PM        | g/mol |
|-----------|--------|-----------|-------|
| SO3 (g)   | 65,92% | 80,0      | 52,7  |
| H2O (g)   | 18,15% | 18,0      | 3,3   |
| SO2 (g)   | 1,63%  | 64,0      | 1,0   |
| O2 (g)    | 0,41%  | 32,0      | 0,1   |
|           |        | <b>PM</b> | 57,1  |

$$\rho = \frac{1 \text{ [atm]} \cdot 57,1 \left[ \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right]}{0,082 \left[ \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right] \cdot (382 + 273) [\text{K}]} = 1,064 \frac{\text{gr}}{\text{lt}} = 6,62 \cdot 10^{-2} \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

Por otro lado, la viscosidad es obtenida desde la figura E4.

$$\mu = 0,062 \text{ cp} = 1,74 \cdot 10^{-3} \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{s}}$$

Por lo tanto, el número de Reynolds es:

$$Re = \frac{6,62 \cdot 10^{-2} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right] \cdot 9,8 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{s}} \right] \cdot 1,93 [\text{pie}]}{1,72 \cdot 10^{-3} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{s}} \right]} = 74.282,5$$

Con este número de Reynolds calculamos el factor de fricción:

$$f = 0,0035 + \frac{0,246}{Re^{0,42}} \quad (\text{Ec. 124})$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,246}{4.282,5^{0,42}} = 0,0057$$

Por lo tanto, la caída de presión dentro del reactor es:

$$\Delta P = \frac{4 \cdot f^2 \cdot G \cdot L}{144 \cdot 2 \cdot g \cdot \rho \cdot Di} \quad (\text{Ec. 125})$$

Donde:

G = Flujo de alimentación al reactor por unidad de área

$$g = 4,18 \cdot 10^8$$

$$G = \frac{120.290,17 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 2,2 \left[ \frac{lb}{kg} \right]}{2,95 \text{ pie}^2} = 89.707,9 \frac{lb}{\text{pie} \cdot h}$$

$$\Delta P = \frac{4 \cdot 0,0057 \cdot \left( 89.707,9 \left[ \frac{lb}{\text{pie} \cdot h} \right] \right)^2 \cdot 10 [\text{pie}]}{144 \cdot 2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot 6,62 \cdot 10^{-2} \frac{lb}{\text{pie}^2} \cdot 1,94 [\text{pie}]}$$

$$\Delta P = 0,11 \text{ psi}$$

Finalmente en la tabla 89, se aprecia un resumen del diseño del reactor R – 1.

Tabla 89 – Diseño R - 1

| Característica                               | Detalle                       |
|--|-------------------------------|
| Calor transferido                            | 6.573,9 MBTU/h                |
| Coefficiente de Transferencia de Calor total | 300 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Área de Transferencia                        | 40,7 pie <sup>2</sup>         |
| Largo del reactor                            | 7,0 pie                       |
| Volumen del reactor                          | 29,5 pie <sup>3</sup>         |
| Caída de presión                             | 0,11 psi                      |

## 4.12 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 5

El calor intercambiado por ambas corrientes y obtenido desde el balance de masa y energía es de:

$$Q_{I-5} = 1.721.853,3 \frac{kJ}{h} = 1.632.002,19 \frac{BTU}{h}$$

Para el cálculo del LMTD, se supondrá flujos en contracorriente como se aprecia en la ecuación 76. En la tabla 90, se aprecian las temperaturas involucradas.

Tabla 90 – Temperaturas corrientes I - 1

| Corriente 2   |        |    | Corriente 02 |       |    |
|---------------|--------|----|--------------|-------|----|
| Acido entrada | 105,00 | °C | Agua salida  | 47,0  | °C |
|               | 221,00 | °F |              | 117   | °F |
| Acido salida  | 50,00  | °C | Agua entrada | 45,0  | °C |
|               | 122,00 | °F |              | 113,0 | °F |

Por lo tanto, el LMTD es de:

$$LMTD = \frac{(221[°F] - 117[°F]) - (122[°F] - 113,0[°F])}{\ln \frac{(221[°F] - 117[°F])}{(122[°F] - 113,0[°F])}} = 38,9 \text{ °F}$$

Para el caso de este intercambiador, supondremos un  $U_D$  de 50 BTU/hpie<sup>2</sup>°F. Por lo tanto, el área de transferencia requerida es de:

$$A = \frac{Q_{t-1}}{LMTD \cdot U_D} \tag{Ec. 126}$$

$$A = \frac{1.632.002,19 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{38,9[°F] \cdot 50 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot °F} \right]} = 839,1 \text{ pie}^2$$

Para éste diseño supondremos los siguientes datos para los tubos utilizados en el intercambiador, los cuales fueron obtenidos desde la figura E2.

Tabla 91 – Características de tubos I - 5

| Característica | Valor  | Unidad                        |
|----------------|--------|-------------------------------|
| DE             | ¾      | plg                           |
| BWG            | 18     |                               |
| DI             | 0,652  | plg                           |
| a``            | 0,1963 | pie <sup>2</sup> / pie lineal |
| Largo (L)      | 8,0    | pie                           |
| a` t           | 0,334  | plg <sup>2</sup>              |

Con la información de la tabla anterior, calculamos el número requerido de tubos ( $N_T$ ), según la ecuación 78.

$$N_T = \frac{839,1 [pte^2]}{0,1963 \left[ \frac{pte^2}{pte} \right] \cdot 8,00 [pte]} = 534,3$$

$$N_T \cong 535$$

Al contar con 535 tubos, debemos elegir la configuración de los tubos, para ello, debemos ingresar a la figura E13, de la cual obtenemos:

Tabla 92 – Arreglo de tubos I - 5

|                           |            |
|---------------------------|------------|
| Nº de tubos               | 538        |
| Coraza (DI <sub>s</sub> ) | 29 plg     |
| Nº de pasos (n)           | 6          |
| Pitch (Pt)                | 1 plg      |
| Arreglo                   | Triangular |

Con el nuevo número de tubos escogidos debemos recalculamos el área de transferencia, según la ecuación 79.

$$A^1 = 538 \cdot 0,1963 \left[ \frac{pte^2}{pte} \right] \cdot 8,0 [pte] = 844,8 pte^2$$

Con esta nueva área, calculamos el verdadero valor de U<sub>D</sub>.

$$U_D = \frac{1.632.002,19 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{38,9 [°F] \cdot 844,8 [pte^2]} = 49,66 \frac{BTU}{lb \cdot pte^2 \cdot h}$$

Con esta información se continuara con el diseño del flujo por carcasa, que en este caso llevara el agua. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 80.

$$A_f = \frac{29 [plg] \cdot \left( 1 [plg] - \frac{3}{4} [plg] \right) \cdot 29 [plg]}{1 [plg] \cdot 144} = 1,46 pte^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de ácido regenerado por unidad de área (G<sub>S</sub>), considerando que éste flujo (W<sub>S</sub>) es de 103.583,54 (kg/h) que equivalen a 227.883,79 (lb/h)

$$G_s = \frac{227.883,79 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]}{1,46 \left[ \text{pie}^2 \right]} = 156.084,78 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \text{h}}$$

De la figura E11, obtenemos el diámetro equivalente:

$$D_e = 0,72 \text{ pie} = 0,06 \text{ pie}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E4, E6 y E8, considerando el porcentaje en peso de la corriente 17, como se aprecia en la tabla 93.

$$\bar{T} = \frac{221[^\circ\text{F}] + 122[^\circ\text{F}]}{2} = 172^\circ\text{F}$$

Tabla 93 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 5

| Compuesto                          | Porcentaje | Viscosidad ( $\mu$ ) | Capacidad calorífica (cp), BTU/lb $^\circ$ F | Densidad ( $\rho$ ), lb/pie $^3$ | Conductividad térmica (k), BTU/hpie $^2$ ( $^\circ$ F/pie) |
|------------------------------------|------------|----------------------|--|----------------------------------|--|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l) | 93,78%     | 15,73                | 0,37   | 114,82                           | 0,442  |
| H <sub>2</sub> O(g)                | 3,85%      | 0,0484               | 0,14   | 62,4                             | 0,398  |
| SO <sub>2</sub> (g)                | 1,89%      | 0,1234               | 0,18   | 0,17                             | 0,065  |
| O <sub>2</sub> (g)                 | 0,47%      | 0,0968               | 0,07   | 0,09                             | 0,016  |
| Promedio                           |            | 14,75                | 0,356  | 110,081                          | 0,431  |

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos utiliza la ecuación 86, obtenemos:

$$h_o = \frac{0,431 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{0,06[\text{pie}]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{156.084,78 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \cdot 0,06[\text{pie}]}{14,75 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]} \right)^{0,22} \cdot \left( \frac{0,356 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 14,75 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]}{0,431 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}} \right]} \right)^{1/4}$$

$$h_o = 207,03 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

El siguiente paso es determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos, que en este caso llevara el ácido sulfúrico regenerado. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 84.

$$A_c = \frac{538 \cdot 0,334 [plg^2]}{6 \cdot 144} = 0,207 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de agua por unidad de área ( $G_t$ ), considerando que éste flujo ( $W_t$ ) es de 314.349,60 (kg/h) que equivalen a 691.569,12 (lb/h)

$$G_t = \frac{691.569,12 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{0,207 [pie^2]} = 3.340.914,62 \frac{lb}{pie^2 h}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E3, E5 y E7.

$$\bar{T} = \frac{117 [^\circ F] + 113 [^\circ F]}{2} = 115^\circ F$$

Tabla 94 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 5

| Propiedad                 | Valor | Unidad                                      |
|---------------------------|-------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 1,69  | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 1,00  | BTU/lb <sup>°F</sup>                        |
| Densidad ( $\rho$ )       | 62,40 | lb/pie <sup>3</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,371 | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>°F</sup> /pie) |

$$h_{i,c} = \frac{0,371 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F} \right]}{0,031 [pie]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{3.340.914,62 \left[ \frac{lb}{pie^2 h} \right] \cdot 0,031 [pie]}{1,69 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]} \right)^{0,33} \cdot \left( \frac{1,00 \left[ \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F} \right] \cdot 1,69 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]}{0,371 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^\circ F} \right]} \right)^{2/3}$$

$$h_{i,c} = 3068,01 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

$$h_{i,c} = 3068,01 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot \frac{0,652 [plg]}{0,75 [plg]} = 2.667,12 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

Al obtener ambos coeficientes, se procede al cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio ( $U_c$ ), según la ecuación 88.

$$U_c = \frac{207,03 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 2.667,12 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{207,03 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] + 2.667,12 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 192,12 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

El último paso es verificar el factor de obstrucción de éste intercambiador, según la ecuación 89. El valor obtenido desde tabla es de  $R_d = 0,003 \text{ pie}^2 \cdot ^\circ F \cdot h/BTU$ .

$$R_d = \frac{192,12 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] - 49,66 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{192,12 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 49,66 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 0,014$$

Por lo tanto, el diseño escogido es correcto considerando que  $R_d$  es mayor que el obtenido desde tablas. El siguiente paso y final es obtener las caídas de presión en cada uno de los lados del intercambiador.

Para el lado de carcasa, considerando el número de Reynolds obtenido de 800 aproximadamente y entrando a la figura E12, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,003 \frac{pie}{pie^2}$$

El número de cruces que se producen, según la ecuación 90 es:

$$N + 1 = \frac{12 \cdot 8[pie]}{29[pieg]} = 3,3 \text{ pie}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de la carcasa, según la ecuación 91 es de:

$$\Delta P_s = \frac{0,003 \left[ \frac{pie}{pie^2} \right] \cdot \left( 156.084,78 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right] \right)^2 \cdot 29[pieg] \cdot 3,3[pie]}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,06[pie] \cdot 1,84} = 1,21 \text{ psi}$$

Para el lado de los tubos, considerando el número de Reynolds obtenido de 37.000 aproximadamente y entrando a la figura E9, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,00002 \frac{pie}{pie^2}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos, según la ecuación 92 es de:

$$\Delta P_r = \frac{0,00002 \left[ \frac{pie}{pie^2} \right] \cdot \left( 3.340.914,62 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right] \right)^2 \cdot 8[pie] \cdot 6}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,031[pie] \cdot 1} = 6,62 \text{ psi}$$

Además a esta caída de presión debemos agregarle la caída de presión ocasionada por los cambios de dirección del fluido, según la ecuación 93. Con la velocidad másica obtenida ( $G_t$ ) y entrando a la figura E10, obtenemos un nuevo factor por perdidas por retorno.

$$f' = 0,01 \frac{lb}{plg^2}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 6}{1} \cdot 0,01 \left[ \frac{lb}{plg^2} \right] = 0,24 \text{ pst}$$

Por lo tanto, la caída de presión total por el lado de los tubos según la siguiente ecuación es de:

$$\Delta P_{r,t} = 6,62[pst] + 0,24[pst] = 6,86 \text{ pst}$$

Finalmente en la tabla 95, se aprecia un resumen del diseño del intercambiador I – 5.

Tabla 95 – Diseño I - 5

| Característica                                      | Detalle                            |
|---|------------------------------------|
| Calor transferido                                   | 1.632,0 MBTU/h                     |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado carcasa | 207,03 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F   |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado tubos   | 2.667,12 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor total         | 192,12 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F   |
| LMTD  | 38,92 °F                           |
| Área de Transferencia                               | 844,80 pie <sup>2</sup>            |
| Largo de los tubos                                  | 8,0 pie                            |
| Caída de presión, lado carcasa                      | 1,21 psi                           |
| Caída de presión, lado tubos                        | 6,86 psi                           |

### 4.13 ESTANQUE ACIDO REGENERADO TK - 4

Según los datos obtenidos desde el balance de masa y energía, este estanque recibe un flujo de 101.123,9 Kg/h <sup>15</sup>, que equivale al siguiente flujo al día de ácido sulfúrico regenerado:

$$Capacidad\ TK - 4 = 101.123,9 \left[ \frac{Kg}{h} \right] \cdot \frac{l}{1,84\ Kg} \cdot 24 \left[ \frac{h}{día} \right] \cdot \frac{1\ m^3}{1.000\ l} = 1.319,1 \frac{m^3}{día}$$

Las dimensiones necesarias para contener esta capacidad se presentan en la tabla 96, considerando que este estanque es de almacenamiento, se dimensionará con mayores medidas para albergar varios días de ácido sulfúrico regenerado, es decir, será un estanque que almacenará 20.000 Ton.

Tabla 96 - Dimensiones TK - 4

|          | Unidad   | Medida         |
|----------|----------|----------------|
| diámetro | 28,00    | m              |
| área     | 615,75   | m <sup>2</sup> |
| altura   | 18,00    | m              |
| volumen  | 11.083,5 | m <sup>3</sup> |

Esta capacidad del estanque permitirá almacenar ácido sulfúrico regenerado por un periodo de 8 días

### 4.14 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 6

El calor intercambiado por ambas corrientes y obtenido desde el balance de masa y energía es de:

$$Q_{I-6} = 1.675.367,52 \frac{kJ}{h} = 1.587.942,10 \frac{BTU}{h}$$

Para el cálculo del LMTD, se supondrá flujos en contracorriente como se aprecia en la ecuación 127. En la tabla 97, se aprecian las temperaturas involucradas.

<sup>15</sup> Considerando una densidad del ácido a 96% de pureza de 1,84 Kg/lit

$$LMTD = \frac{(T_{\text{ácido descarte entrada}} - T_{\text{agua salida}}) - (T_{\text{ácido descarte salida}} - T_{\text{agua entrada}})}{\ln \frac{(T_{\text{ácido descarte entrada}} - T_{\text{agua salida}})}{(T_{\text{ácido descarte salida}} - T_{\text{agua entrada}})}} \quad (\text{Ec. 127})$$

Tabla 97 – Temperaturas corrientes I - 6

| Corriente 2            |        |    | Corriente 02 |       |    |
|------------------------|--------|----|--------------|-------|----|
| Acido descarte entrada | 175,81 | °C | Agua salida  | 50,00 | °C |
|                        | 348,47 | °F |              | 122,0 | °F |
| Acido descarte salida  | 70,00  | °C | Agua entrada | 47,0  | °C |
|                        | 158,00 | °F |              | 116,6 | °F |

Por lo tanto, el LMTD es de:

$$LMTD = \frac{(348,47[°F] - 122[°F]) - (158[°F] - 116,6[°F])}{\ln \frac{(348,47[°F] - 122[°F])}{(158[°F] - 116,6[°F])}} = 108,9 \text{ °F}$$

Para el caso de este intercambiador, supondremos un  $U_D$  de 50 BTU/hpie<sup>2</sup>°F. Por lo tanto, el área de transferencia requerida es de:

$$A = \frac{Q_{i-s}}{LMTD \cdot U_D} \quad (\text{Ec. 128})$$

$$A = \frac{1.587.942,10 \left[ \frac{BTU}{h} \right]}{108,9[°F] \cdot 50 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot °F} \right]} = 291,60 \text{ pie}^2$$

Para éste diseño supondremos los siguientes datos para los tubos utilizados en el intercambiador, los cuales fueron obtenidos desde la figura E2.

Tabla 98 – Características de tubos I - 6

| Característica | Valor  | Unidad                        |
|----------------|--------|-------------------------------|
| DE             | 3/4    | plg                           |
| BWG            | 16     |                               |
| DI             | 0,62   | plg                           |
| a`             | 0,1963 | pie <sup>2</sup> / pie lineal |
| Largo (L)      | 12,0   | pie                           |
| a` t           | 0,334  | plg <sup>2</sup>              |

Con la información de la tabla anterior, calculamos el número requerido de tubos

( $N_T$ ), según la ecuación 31.

$$N_T = \frac{291,60 \text{ [pie}^2\text{]}}{0,1963 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \right] \cdot 12 \text{ [pie]}} = 123,7$$

$$N_T \cong 124$$

Al contar con 124 tubos, debemos elegir la configuración de los tubos, para ello, debemos ingresar a la figura E13, de la cual obtenemos:

Tabla 99 – Arreglo de tubos I - 6

|                          |            |
|--------------------------|------------|
| Nº de tubos              | 128        |
| Coraza (D <sub>S</sub> ) | 15 1/4plg  |
| Nº de pasos (n)          | 8          |
| Pitch (Pt)               | 1 plg      |
| Arreglo                  | Triangular |

Con el nuevo número de tubos escogidos debemos recalculamos el área de transferencia, según la ecuación 79.

$$A' = 128 \cdot 0,1963 \left[ \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \right] \cdot 12 \text{ [pie]} = 301,51 \text{ pie}^2$$

Con esta nueva área, calculamos el verdadero valor de  $U_D$ .

$$U_D = \frac{1.587.942,10 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right]}{108,9 \text{ [}^\circ\text{F]} \cdot 301,51 \text{ [pie}^2\text{]}} = 48,36 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{h}}$$

Con esta información se continuara con el diseño del flujo por carcasa, que en este caso llevara el agua de enfriamiento. El área de flujo, lo calculamos según la ecuación 80.

$$A_f = \frac{15 \frac{1}{4} \text{ [plg]} \cdot (1 \text{ [plg]} - \frac{3}{4} \text{ [plg]}) \cdot 15 \frac{1}{4} \text{ [plg]}}{1 \text{ [plg]} \cdot 144} = 0,403 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de agua por unidad de área ( $G_S$ ),

considerando que éste flujo ( $W_s$ ) es de 116.905,09 (kg/h) que equivalen a 257.191,19 (lb/h)

$$G_s = \frac{257.191,19 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right]}{0,403 [\text{pie}^2]} = 638.191,5 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \text{h}}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E3, E5 y E7.

$$\bar{T} = \frac{122[^\circ\text{F}] + 116,6[^\circ\text{F}]}{2} = 119^\circ\text{F}$$

Tabla 100 – Propiedades físicas lado carcasa en I - 1

| Propiedad                 | Valor | Unidad                                      |
|---------------------------|-------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 1,09  | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 1,00  | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 62,40 | lb/pie <sup>2</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,381 | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

De la figura E11, obtenemos el diámetro equivalente:

$$D_e = 0,73 \text{ plg} = 0,06 \text{ pie}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza según la ecuación 82 es de:

$$h_o = \frac{0,381 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}} \right]}{0,06 [\text{pie}]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{638.191,5 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \cdot 0,06 [\text{pie}]}{1,09 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]} \right)^{0,22} \cdot \left( \frac{1 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot 1,09 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{h}} \right]}{0,381 \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}} \right]} \right)^{0,4}$$

$$h_o = 1.026,70 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

El siguiente paso es determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos, que en este caso llevara el ácido sulfúrico gastado. El área de flujo, se calcula según la ecuación 84.

$$A_r = \frac{128 \cdot 0,334 [plg^2]}{8 \cdot 144} = 0,037 \text{ pie}^2$$

Con el área de flujo, se calcula el flujo de ácido sulfúrico mineralizado por unidad de área ( $G_t$ ), considerando que éste flujo ( $W_t$ ) es de 16.705,66 (Kg/h) que equivalen a 36.752,45 (lb/h)

$$G_t = \frac{36.752,45 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{0,037 [pie^2]} = 993.309,46 \frac{lb}{pie^2 h}$$

Para obtener las propiedades físicas requeridas para obtener los números de Reynolds y Prandtl, asumiremos la temperatura media de la corriente desde las figuras E4, E6 y E8.

$$\bar{T} = \frac{348,26 [^{\circ}F] + 158 [^{\circ}F]}{2} = 253^{\circ}F$$

Tabla 101 – Propiedades físicas lado tubos en I - 6

| Propiedad                 | Valor  | Unidad                                      |
|---------------------------|--------|---|
| Viscosidad ( $\mu$ )      | 6,05   | lb/pie <sup>h</sup>                         |
| Capacidad calorífica (cp) | 0,40   | BTU/lb <sup>o</sup> F                       |
| Densidad ( $\rho$ )       | 114,81 | lb/pie <sup>3</sup>                         |
| Conductividad térmica (k) | 0,693  | BTU/hpie <sup>2</sup> ( <sup>o</sup> F/pie) |

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos utiliza la ecuación 86, obtenemos:

$$h_i = \frac{0,693 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^{\circ}F} \right]}{0,031 [pie]} \cdot 0,36 \cdot \left( \frac{993.309,46 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right] \cdot 0,031 [pie]}{0,03 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{0,4 \left[ \frac{BTU}{lb \cdot ^{\circ}F} \right] \cdot 0,03 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]}{0,693 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie \cdot ^{\circ}F} \right]} \right)^{1/4}$$

$$h_i = 1.066,81 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^{\circ}F}$$

$$h_{to} = 1.066,81 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^{\circ}F} \right] \cdot \frac{0,62 [plg]}{0,75 [plg]} = 881,89 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^{\circ}F}$$

Al obtener ambos coeficientes, se procede al cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio ( $U_c$ ) según la ecuación 88.

$$U_c = \frac{1.026,70 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 881,89 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{1.026,70 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] + 881,89 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 474,40 \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$$

El último paso es verificar el factor de obstrucción de éste intercambiador según la ecuación 89. El valor obtenido desde tabla es de  $R_d = 0,003 \text{ pie}^2\text{Fh/BTU}$ .

$$R_d = \frac{474,40 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] - 48,33 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]}{474,40 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right] \cdot 48,33 \left[ \frac{BTU}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \right]} = 0,019$$

Por lo tanto, el diseño escogido es correcto considerando que  $R_d$  es mayor que el obtenido desde tablas. El siguiente paso y final es obtener las caídas de presión en cada uno de los lados del intercambiador.

Para el lado de carcasa, considerando el número de Reynolds obtenido de 35.000 aproximadamente y entrando a la figura E12, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,002 \frac{pie}{pie^2}$$

El número de cruces que se producen según la ecuación 90 es:

$$N + 1 = \frac{12 \cdot 12 [pie]}{15 \frac{1}{4} [pie]} = 9,4 \text{ pie}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de la carcasa según la ecuación 91 es de:

$$\Delta P_p = \frac{0,002 \left[ \frac{pie}{pie^2} \right] \cdot \left( 638.191,5 \left[ \frac{lb}{pie^2 h} \right] \right)^2 \cdot 15 \frac{1}{4} [pie] \cdot 9,4 [pie]}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,061 [pie] \cdot 1} = 3,73 \text{ psi}$$

Para el lado de los tubos, considerando el número de Reynolds obtenido de 8.500 aproximadamente y entrando a la figura E9, obtenemos el factor de fricción por el lado de la coraza.

$$f = 0,0003 \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2}$$

Por lo tanto, la caída de presión por el lado de los tubos según la ecuación 92 es de:

$$\Delta P_f = \frac{0,0003 \left[ \frac{\text{pie}}{\text{pie}^2} \right] \cdot \left( 993.309,46 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right] \right)^2 \cdot 13[\text{pie}] \cdot 8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,051[\text{pie}] \cdot 1,84} = 5,80 \text{ psi}$$

Además a esta caída de presión debemos agregarle la caída de presión ocasionada por los cambios de dirección del fluido según la ecuación 93. Con la velocidad másica obtenida ( $G_t$ ) y entrando a la figura E10, obtenemos un nuevo factor por perdidas por retorno.

$$f' = 0,1 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 8}{1,84} \cdot 0,1 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2} \right] = 1,74 \text{ psi}$$

Por lo tanto, la caída de presión total por el lado de los tubos según la ecuación:

$$\Delta P_{t,c} = 5,80[\text{psi}] + 1,74[\text{psi}] = 7,54 \text{ psi}$$

Finalmente en la tabla 102, se aprecia un resumen del diseño del intercambiador I – 6.

Tabla 102 – Diseño I - 6

| Característica                                      | Detalle                           |
|---|-----------------------------------|
| Calor transferido                                   | 1.587,9 MBTU/h                    |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado carcasa | 1.026,7 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F |
| Coeficiente de Transferencia de Calor, lado tubos   | 881,89 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F  |
| Coeficiente de Transferencia de Calor total         | 474,40 BTU/ pie <sup>2</sup> h°F  |
| LMTD  | 73,57 °F                          |
| Área de Transferencia                               | 301,52 pie <sup>2</sup>           |

| Característica                 | Detalle  |
|--------------------------------|----------|
| Largo de los tubos             | 12 pie   |
| Caída de presión, lado carcasa | 3,73 psi |
| Caída de presión, lado tubos   | 7,54 psi |

#### 4.15 ESTANQUE ACIDO DESCARTE MINERALIZADO TK - 5

Según los datos obtenidos desde el balance de masa y energía, este estanque recibe un flujo, considerando solo el ácido sulfúrico presente de 11.127,1 Kg/h, que equivale al siguiente flujo al día de ácido sulfúrico mineralizado:

$$Capacidad\ TK - 5 = 11.127,1 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot \frac{l}{1,84\ kg} \cdot 24 \left[ \frac{h}{día} \right] \cdot \frac{1\ m^3}{1000\ l} = 145,1 \frac{m^3}{día}$$

Las dimensiones necesarias para contener esta capacidad se presentan en la tabla 103, considerando que serán dos estanques de almacenamiento en ésta área, se dimensionará con mayores medidas para albergar varios días de ácido sulfúrico mineralizado, es decir, serán un estanque que almacenará seiscientas toneladas (600 t) aproximadamente.

Tabla 103 - Dimensiones TK - 5

|          | Unidad  | Medida         |
|----------|---------|----------------|
| Diámetro | 16,00   | m              |
| Área     | 201,1   | m <sup>2</sup> |
| Altura   | 6,00    | m              |
| Volumen  | 1.206,4 | m <sup>3</sup> |

Por lo tanto, considerando los dos estanques considerados en esta etapa del proceso, el volumen albergado total es de:

$$Capacidad\ Total\ TK - 5 = 1.206,4 \left[ \frac{m^3}{estanque} \right] \cdot 2 [estanques] = 2.412,8\ m^3$$

Esta capacidad de los estanques permitirá almacenar ácido mineralizado por un periodo de 16 días.

### 4.16 FILTRO F - 1

Para el diseño del filtro prensa, se considera el flujo de la corriente 5 (F<sub>5</sub>), el cual equivale a:

$$F_5 = 539,73 \left[ \frac{l}{h} \right] \cdot \frac{1}{3,788} \left[ \frac{gal}{l} \right] = 142,48 \left[ \frac{gal}{h} \right]$$

Se considerará que se desarrolla un ciclo por cada hora, debido al flujo enviado desde el proceso de espesamiento. En la tabla 104, se expresan diversos parámetros utilizados para el cálculo.

$$F_{5 \text{ por ciclo}} = 142,48 \left[ \frac{gal}{h} \right] \cdot 1 \left[ \frac{h}{\text{ciclos}} \right] = 142,48 \left[ \frac{gal}{\text{ciclos}} \right]$$

Tabla 104 – Parámetros Filtro F - 1

| Parámetro                                  | Valor | Unidad                            |
|--|-------|-----------------------------------|
| Densidad Solución                          | 87,21 | lb/pie <sup>3</sup> <sup>16</sup> |
| As <sub>2</sub> O <sub>3</sub> en solución | 0,74  | fracción en peso                  |
| Porcentaje de sólido en torta              | 95    | %                                 |

Con los datos de la tabla 104 y la ecuación 129<sub>1</sub> obtendremos la capacidad del filtro prensa por cada ciclo e ingresando a la figura E17, obtendremos las dimensiones de éste equipo (27).

$$\text{Capacidad por ciclo} = \frac{8,34 \cdot \text{Flujo} \cdot \text{fracción en peso} \cdot \text{pesos específicos}}{\text{densidad solución} \cdot \text{porcentaje de sólido en torta}} \quad (\text{Ec. 129})$$

$$\text{Capacidad por ciclo} = \frac{8,34 \left[ \frac{lb}{gal \text{ agua}} \right] \cdot 142,48 \left[ \frac{gal}{\text{ciclos}} \right] \cdot 0,74 \cdot \frac{87,21 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right]}{62,4 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right]}}{87,21 \cdot \left[ \frac{lb}{pie^3} \right] \cdot 0,95}$$

$$\text{Capacidad por ciclo} = 14,80 \left[ pie^3 \right]$$

<sup>16</sup> Valor obtenido desde datos tabla 4.

Ingresando en la figura E17, nos damos cuenta que debemos considerar una capacidad de 15 pie<sup>3</sup>, por lo cual obtenemos los siguientes datos que se representan en la figura 34.

Tabla 105 – Parámetros Filtro F - 1

| Características | Valor | Unidad           |
|-----------------|-------|------------------|
| Área            | 300   | pie <sup>2</sup> |
| Cámaras         | 32    |                  |
| Largo (L)       | 154   | plg              |
| H               | 76    | plg              |
| W               | 74    | plg.             |
| C               | 1500  | mm               |

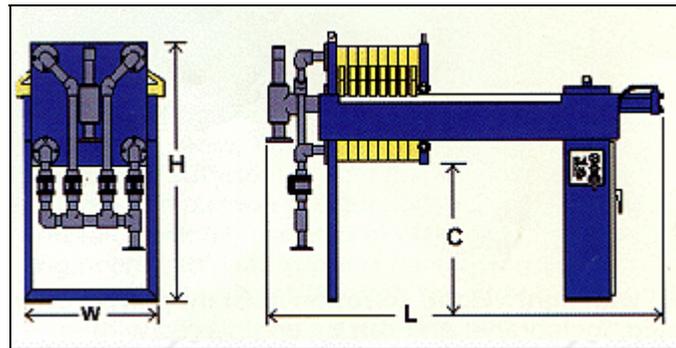


Figura 34 – Esquema Filtro Prensa

## 4.17 TORRE DE ENFRIAMIENTO

Normalmente de acuerdo a la experiencia de muchos fabricantes, las torres de enfriamiento trabajan con cargas de aire que oscilan entre 900 a 1800 lb/h·pie<sup>2</sup> y con cargas de agua entre 500 y 2000 lb/h·pie<sup>2</sup>. (28)

Como se calculo en el capítulo anterior los flujos de aire y agua requeridos para esta etapa del proceso son los que se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 106 – Parámetros Filtro F - 1

| Flujo    | Valor        | Unidad |
|----------|--------------|--------|
| Agua (L) | 314.349,59   | kg/h   |
|          | 691.569,09   | lb/h   |
| Aire (G) | 750.846,40   | kg/h   |
|          | 1.651.862,08 | lb/h   |

Considerando una carga de aire de 1800 lb/h·pie<sup>2</sup> obtenemos un área de enfriamiento, considerando el flujo de agua de:

$$Area = \frac{691.569,09 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{1800 \left[ \frac{lb}{h \cdot pie^2} \right]} = 384,2 [pie^2]$$

El paso siguiente es determinar la altura de la torre de enfriamiento, la cual se obtiene de las siguientes ecuaciones.

$$Altura (h) = Z + 0,2 \cdot Z + 6,56 [pie] \tag{Ec. 130}$$

Donde:

0,2 = El 20% de la altura, como un estimado de la altura de la piscina

6,56 [pie] = Altura correspondiente al sistema del ventilador, soporte y rociamiento de agua.

$$Z = N_G \cdot H_G \tag{Ec. 131}$$

Donde:

N<sub>G</sub> = Número de unidades de transferencia.

H<sub>G</sub> = Altura de unidades de transferencia.

$$H_G = \frac{L''}{K_x a} \tag{Ec. 132}$$

Donde:

L'' = Flujo de agua por unidad de área.

K<sub>x</sub>a = Coeficiente de difusión por unidad de área.

$$K_{x,a} = C_1 \cdot G''^\gamma \tag{Ec. 133}$$

Donde (21):

$G''$  = Flujo de aire por unidad de área.

$C_1 = 40,2$

$\gamma = 0,5$

$$K_{x,a} = 40,2 \cdot \left( \frac{1.651.862,08 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{384,2 [pte^2]} \right)^{0,5} = 2.635,93 \left[ \frac{lb}{h \cdot pte^3 \cdot (lb/lb)} \right]$$

Reemplazando en la ecuación 85, obtenemos:

$$H_G = \frac{\frac{691.569,09 \left[ \frac{lb}{h} \right]}{384,2 [pte^2]}}{2.635,93 \left[ \frac{lb}{h \cdot pte^3 \cdot (lb/lb)} \right]} = 0,68 [pte]$$

Para el cálculo del número de unidades de transferencia, debemos considerar la siguiente ecuación, con los datos obtenidos desde Carta Psicrométrica.

$$N_G = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{H' - H} \approx \frac{\Delta T}{(H' - H)_{av}} \tag{Ec. 134}$$

Donde:

$H'$  = Entalpía de saturación

$H$  = Entalpía de proceso

El desarrollo de este cálculo se aprecia en la tabla siguiente, considerando las condiciones de entrada y salida del aire (68°F y 30%HR; 86°F y 50%HR respectivamente.)

Tabla 107 – Cálculo  $N_G$  Torre de Enfriamiento

| T(°F) | H' (BTU/lb) | H(BTU/lb) | H'-H | (H'-H) <sub>av</sub> | $\Delta T / (H' - H)_{av}$ |
|-------|-------------|-----------|------|----------------------|----------------------------|
| 68,00 | 24,89       | 14,2      | 10,7 |                      |                            |
| 71,60 | 27,47       | 15,5      | 12,0 | 11,4                 | 2,849                      |
| 75,20 | 30,90       | 18,5      | 12,4 | 12,2                 | 2,649                      |
| 78,80 | 34,76       | 21,9      | 12,9 | 12,7                 | 2,559                      |

| T(°F) | H' (BTU/lb) | H(BTU/lb) | H'-H | (H'-H) <sub>av</sub> | ΔT/(H'-H) <sub>av</sub> |
|-------|-------------|-----------|------|----------------------|-------------------------|
| 82,40 | 38,63       | 25,3      | 13,3 | 13,1                 | 2,475                   |
| 86,00 | 42,92       | 27,7      | 15,2 | 14,3                 | 2,270                   |
|       |             |           |      | N <sub>G</sub>       | 12,802                  |

Por lo tanto, la altura (Z) de la torre de enfriamiento es de:

$$Z = 12,802 \cdot 0,68[\text{pie}] = 8,70 [\text{pie}] \cong 2,65 [\text{m}]$$

Dando una altura completa del equipo, considerando la ecuación 130 de:

$$\text{Altura (h)} = 8,7 [\text{pie}] + 0,2 \cdot 8,7[\text{pie}] + 6,56[\text{pie}]$$

$$\text{Altura (h)} = 17,0[\text{pie}] = 5,18 [\text{m}]$$

La caída de presión del equipo la determinamos por:

$$\Delta P = 3,94 \cdot 10^{-10} \cdot (9,85 \cdot Z + 5) \cdot G^{H^2} \cdot Vh \quad (\text{Ec. 135})$$

Donde:

Vh= Volumen húmedo a la entrada, (7.5 pie<sup>3</sup>/lb)

ΔP = En unidades de cm H<sub>2</sub>O

$$\Delta P = 3,94 \cdot 10^{-10} \cdot (9,85 \cdot 2,65[\text{m}] + 5) \cdot \left( 21,036,03 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2} \right] \right)^2 \cdot 7,5 \left[ \frac{\text{t}}{\text{kg}} \right]$$

$$\Delta P = 40,6 [\text{cm H}_2\text{O}] \cong 1,33 \text{ pie H}_2\text{O}$$

Al estar presente ante una torre de enfriamiento debemos calcular además la potencia del ventilador como la potencia de bombeo.

La potencia del ventilador se obtiene de según la siguiente ecuación (29).

$$\text{Ventilador (P)} = \frac{Q \cdot \Delta P \cdot \rho}{33.000 \cdot 12} \quad (\text{Ec. 136})$$

Donde:

Q= Volumen de Aire

ρ = Densidad del agua

El volumen del aire, se obtiene desde la ecuación de gases ideales considerando los siguientes datos.

Tabla 108 – Características Flujo Aire Torre de Enfriamiento

| Características          | Valor  | Unidad      |
|--------------------------|--------|-------------|
| Presión                  | 1      | atm         |
| R (constante de gases)   | 0,082  | Atm·l/mol·K |
| Temperatura (T)          | 293,00 | K           |
| Peso Molecular aire (PM) | 29     | g/mol       |

$$Q = \frac{1.000 \cdot G \cdot R \cdot T}{P \cdot PM_{\text{aire}}} \quad (\text{Ec. 137})$$

$$Q = \frac{1.000 \left[ \frac{g}{kg} \right] \cdot 750.846,4 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot 0,082 \left[ \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K} \right] \cdot 293 [K]}{1 [atm] \cdot 29 \left[ \frac{g}{mol} \right]}$$

$$Q = 622.063.296,7 \left[ \frac{l}{h} \right] \cong 366.132,63 \left[ \frac{pie^3}{min} \right]$$

Por lo tanto, la potencia del ventilador es de:

$$\text{Ventilador (P)} = \frac{366.132,63 \left[ \frac{pie^3}{min} \right] \cdot 40,69 [cm H_2O] \cdot \frac{1}{30,48} \left[ \frac{pie H_2O}{cm H_2O} \right] \cdot 62,4 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right]}{33.000 \cdot 12}$$

$$\text{Ventilador (P)} = 77,02 [hp] \cong 80 [hp]$$

En cambio, la potencia de bombeo requerida para la torre de enfriamiento, se calcula por medio de la ecuación 138.

$$\text{Bombeo (P)} = \frac{L \cdot h}{3670 \cdot \eta} \quad (\text{Ec. 138})$$

Donde:

L = Agua alimentada a la torre

η = eficiencia de la bomba

$$Bombeo (P) = \frac{314.349,59 \left[ \frac{l}{h} \right] \cdot \frac{1}{3,788} \left[ \frac{gal}{l} \right] \cdot \frac{1}{60} \left[ \frac{h}{min} \right] \cdot 17,0 [pie]}{3690 \cdot 0,9} = 7,0 [BHP]$$

$$Bombeo (P) = 7,0 [BHP] = 64,26 [kW] \cong 87,37 [hp] \cong 90 [hp]$$

Finalmente en la tabla 109, se aprecia un resumen del diseño de la torre de enfriamiento.

Tabla 109 – Diseño torre de enfriamiento

| Característica         | Detalle                  |
|------------------------|--------------------------|
| Área de transferencia  | 384,2 pie <sup>3</sup>   |
| Altura de relleno      | 8,70 pie                 |
| Altura de torre        | 17,0 pie (5,18 m)        |
| Caída de presión       | 40,7 cm H <sub>2</sub> O |
| Potencia de ventilador | 80 hp                    |
| Potencia de bombeo     | 90 hp                    |

### 4.18 TORRE DE ABSORCION A - 1

Para el desarrollo del diseño de la columna de absorción de platos, debemos considerar los datos de equilibrio del dióxido de azufre en agua, los cuales se presentan en la tabla siguiente, con su conversión a fracciones libres de soluto por medio de las siguientes ecuaciones.

$$X = \% SO_2 \text{ p/p} \cdot \frac{18}{62,4} \tag{Ec. 139}$$

$$Y = \frac{Pp SO_2}{760 - Pp SO_2} \tag{Ec. 140}$$

Tabla 110 – Datos Curva de equilibrio SO<sub>2</sub> en agua

| Pp SO <sub>2</sub> (mm Hg) | % SO <sub>2</sub> p/p | X           | Y       |
|----------------------------|-----------------------|-------------|---------|
| 1,2                        | 0,05                  | 0,014423077 | 0,00158 |
| 3,2                        | 0,1                   | 0,028846154 | 0,00423 |
| 5,8                        | 0,15                  | 0,043269231 | 0,00769 |
| 5,8                        | 0,2                   | 0,057692308 | 0,00769 |
| 14,1                       | 0,3                   | 0,086538462 | 0,01890 |
| 26                         | 0,5                   | 0,144230769 | 0,03542 |

| Pp SO <sub>2</sub> (mm Hg) | % SO <sub>2</sub> p/p | X           | Y       |
|----------------------------|-----------------------|-------------|---------|
| 39                         | 0,7                   | 0,201923077 | 0,05409 |
| 59                         | 1                     | 0,288461538 | 0,08417 |
| 92                         | 1,5                   | 0,432692308 | 0,13772 |

Al graficar los datos obtenidos desde la tabla 110, obtenemos la curva de equilibrio, la cual se presenta en la figura 35.

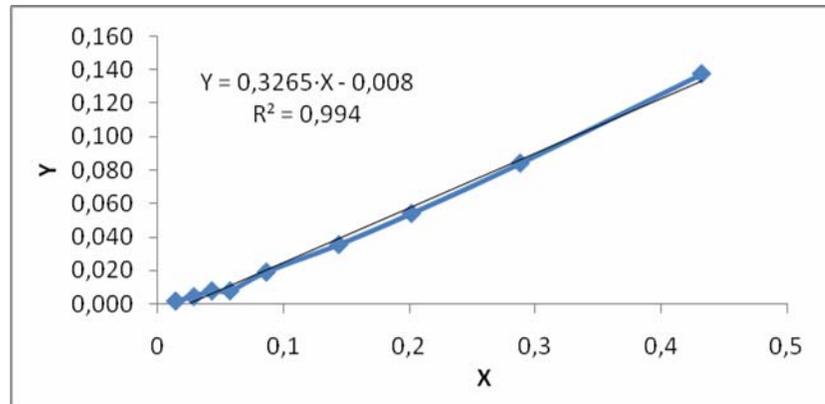


Figura 35 – Curva de equilibrio SO<sub>2</sub> en agua

El paso siguiente es obtener las composiciones de entrada y salida de cada una de las corrientes, como se expresan en las siguientes ecuaciones.

$$Y_1 = \frac{Y_2}{1 - Y_2} \quad (\text{Ec. 141})$$

Donde:

$y_1$  = composición de SO<sub>2</sub> en corriente 19, según balance de masa y energía

$$Y_1 = \frac{1.961,6 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] / 2.451,8 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]}{1 - 1.961,6 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] / 2.451,8 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]} = 4,00$$

$$Y_2 = Y_1 \cdot (1 - \% \text{recuperación}) \quad (\text{Ec. 142})$$

$$Y_2 = 4,00 \cdot (1 - 0,99) = 0,04$$

Se asumirá que la corriente de líquido que ingresa a la columna viene con una

composición de 0,1 ( $X_2 = 0,1$ ). Al considerar la curva de equilibrio obtenida en la figura 34, obtenemos la composición de salida a la columna ( $X_1$ ), como se aprecia en la siguiente ecuación.

$$X_1 = \frac{(Y_1 - 0,008)}{0,3265} \quad (\text{Ec. 143})$$

$$X_1 = \frac{(4,00 - 0,008)}{0,3265} = 12,23$$

Por lo tanto, la razón líquido – vapor mínima de la columna es de:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \quad (\text{Ec. 144})$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{4,00 - 0,04}{12,23 - 0,1} = 0,32$$

Considerando que la razón líquido – vapor es el cincuenta por ciento de la razón líquido – vapor mínima, por lo tanto:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{op} = 1,5 \cdot 0,32 = 0,41$$

Con esta razón líquido – vapor de operación obtenemos la verdadera composición de salida del liquido ( $X_1$  real).

$$X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{\left(\frac{L}{G}\right)_{op}} + X_2 \quad (\text{Ec. 145})$$

$$X_{1\text{real}} = \frac{4,00 - 0,04}{0,41} + 0,1 = 9,75$$

En la figura 36, se aprecia gráficamente la disposición de los flujos en función de la curva de operación.

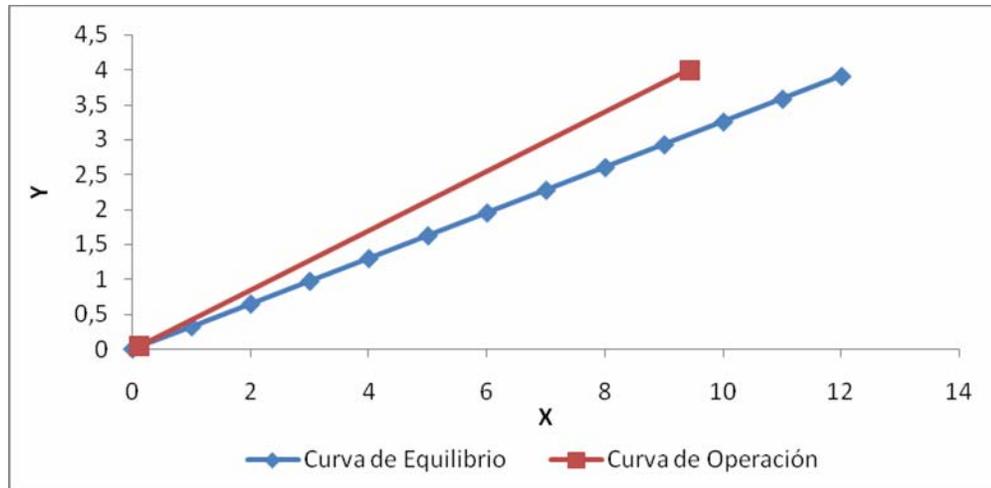


Figura 36 – Curva de equilibrio y Operación Columna Absorción

El diámetro de la torre y, en consecuencia, su área transversal debe ser lo suficientemente grande para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de la región de operación de la columna. Es por ello que debemos la velocidad superficial del gas ( $V_F$ ), la cual se obtiene por la siguiente ecuación.

$$V_F = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 146})$$

Donde:

$C_F$  = Contante de inundación, cuyo valor depende del tipo de plato.

$\rho_L$  = Densidad de líquido

$\rho_G$  = Densidad del gas

La densidad del gas se obtiene con la información mostrada en la tabla 111, junto a la ecuación de los gases ideales, considerando los 50°C y una presión de operación de una atmosfera.

Tabla 111 – Peso Molecular Corriente 19

| Compuesto       | % molar   | Peso Molecular (lb/lbmol) |
|-----------------|-----------|---------------------------|
| SO <sub>2</sub> | 66,67%    | 64                        |
| O <sub>2</sub>  | 33,33%    | 32                        |
|                 | <b>PM</b> | 53,33                     |

$$\rho_g = \frac{P \cdot PM}{R \cdot T}$$

$$\rho_g = \frac{1 \text{ [atm]} \cdot 53,93 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \right]}{0,73 \left[ \frac{\text{atm} \cdot \text{pie}^3}{\text{R} \cdot \text{lbmol}} \right] \cdot (50[^\circ\text{C}] + 273)[\text{K}] \cdot \left( \frac{1,8[\text{R}]}{[\text{K}]} \right)} = 0,125 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$$

Para el cálculo de la constante de inundación ( $C_F$ ), se utilizará platos perforados para el diseño y un espaciamiento entre ellos de 18 plg (TS). Lo primero es determinar el rango de operación de la columna que se obtiene por medio de la ecuación

$$\text{Rango} = \left( \frac{L}{G} \right)_{sp} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 147})$$

$$\text{Rango} = 0,41 \left( \frac{0,125 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]}{62,4 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]} \right)^{0,5} = 0,018$$

Al estar presente con platos perforados debemos considerar este rango obtenido, según los datos de la tabla 112.

Tabla 112 – Constante de Inundación Platos Perforados

| Rango     | a                | b               |
|-----------|------------------|-----------------|
| <0,1      | 0,1              | -               |
| 0,1 – 1,0 | 0,0062·TS+0,0385 | 0,00253·TS+0,05 |

Fuente: Torres, 2000 (30)

$$C_F = \left[ a \cdot \log \left( \frac{1}{\text{Rango}} \right) + b \right] \cdot \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \cdot \left( 5 \cdot \frac{Ah}{Aa} + 0,5 \right) \quad (\text{Ec. 148})$$

Donde:

$\sigma$  = Tensión superficial, 0,04 (dinas/cm)

$Ah/Aa$  = área activa del plato, 65%

$$C_F = \left[ 0,1 \cdot \frac{1}{\log(0,018)} + 0 \right] \cdot \left( \frac{0,04}{20} \right)^{0,2} \cdot (5 \cdot 0,65 + 0,5) = 0,188$$

Por lo tanto, la velocidad superficial del gas es de:

$$V_p = 0,188 \left( \frac{62,4 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right] - 0,125 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right]}{0,125 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right]} \right)^{0,5} = 4,196 \left[ \frac{pie}{s} \right]$$

Como estamos frente a un líquido no espumante, la velocidad de operación equivale al ochenta y cinco por ciento de la velocidad superficial del gas (31).

$$V_{op} = 0,85 \cdot 4,196 \left[ \frac{pie}{s} \right] = 3,56 \left[ \frac{pie}{s} \right]$$

Con este valor de velocidad de operación, podemos obtener el área de transferencia en la columna, la cual se obtiene por la ecuación.

$$Area = \frac{G}{V_{op}} \tag{Ec. 149}$$

$$Area = \frac{2,451,84 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot \frac{2,2 [lb]}{[kg]} \cdot \frac{1}{0,125 \left[ \frac{lb}{pie^3} \right]} \cdot \frac{1 [h]}{3600 [s]}}{3,56 \left[ \frac{pie}{s} \right]} = 3,36 [pie^2]$$

Por lo tanto, el diámetro de la columna es de:

$$Diametro = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,36 [pie^2]}{\pi}} = 2,07 [pie]$$

Según la figura 35, el número de platos teóricos requeridos es de 7 platos y al utilizar la figura E18, la cual nos dice que la eficiencia es del 50%, obtenemos el número de platos reales necesarios.

$$N_{real} = \frac{N_{teóricos}}{\eta} \tag{Ec. 150}$$

$$N_{real} = \frac{7 [platos]}{0,5} = 14 [platos]$$

Por lo cual, la altura requerida para la columna de platos es de:

$$H_{columna} = N_{real} \cdot TS \quad (\text{Ec. 151})$$

$$H_{columna} = 14 \cdot 18 [plg] = 252 [plg] = 21,0 [pts]$$

Finalmente en la tabla 113, se aprecia un resumen del diseño de la torre de absorción.

Tabla 113 – Diseño torre de absorción A - 1

| <b>Característica</b>       | <b>Detalle</b>        |
|-----------------------------|-----------------------|
| Área de transferencia       | 3,36 pie <sup>3</sup> |
| Altura de platos perforados | 21,0 pie              |
| Número de platos            | 14 platos             |

## **CAPÍTULO V EVALUACIÓN ECÓNOMICA**

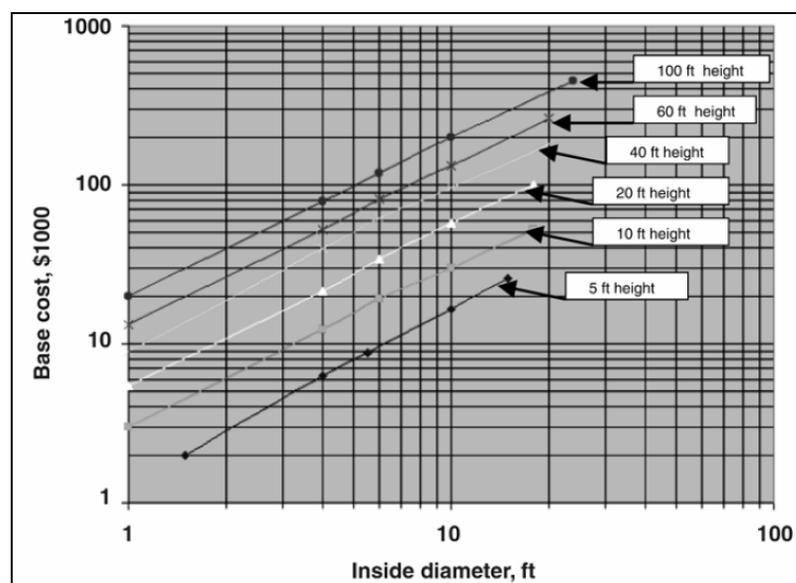
### **5.1 INTRODUCCIÓN**

En este capítulo se mostrará en detalle los cálculos y procedimientos llevados a cabo para obtener la evaluación económica de la regeneración de ácido sulfúrico. Se utilizarán los índices de Marshall and Swift (M&S), para el costo FOB de los equipos, considerando el índice M&S del primer trimestre del 2011 como 1.599,7. Además, todos los costos serán en dólares americanos (US\$).

## 5.2 COSTO DE EQUIPOS

### 5.2.1 ESTANQUE TK - 1

El costo FOB de TK - 1, se obtienen según los datos requeridos en la figura 37, la cual se aprecia a continuación<sup>17</sup>.



Fuente: Industrial Chemical Process Design (32)  
Figura 37 - Costo Estanques Verticales

$$Díámetro_{TK-1} = 9,20[m] \cong 30, [pie]$$

$$Altura_{TK-1} = 4,00[m] \cong 13,1 [pie]$$

$$Costo_{TK-1} = US\$100.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2001}$$

<sup>17</sup> Para cada uno de los estanques incluidos en esta evaluación, se tomará en cuenta la figura 37 para su costo.

$$\text{Costo TK - 1} = \text{US\$}100.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.093,9} = \text{US\$} 146.238,2$$

Adicionalmente a este valor, debemos incluir el agitador que cuenta este equipo. El costo del agitador se obtiene en función de la potencia requerida (40,0 hp), según la ecuación 152 (33).

$$\text{costo agitador} = e^{(8,57+0,1195 \cdot \ln(\text{hp})+0,0819 \cdot \ln(\text{hp})^2)} \quad (\text{Ec. 152})$$

$$\text{costo agitador} = e^{(8,57+0,1195 \cdot \ln(40,0)+0,0819 \cdot \ln(40,0)^2)} = \text{US\$}24.966,8$$

$$\text{costo agitador TK - 1} = \text{US\$}24.966,8 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 1985}$$

$$\text{costo agitador TK - 1} = \text{US\$}24.966,8 \cdot \frac{1.599,7}{789,6} = \text{US\$}50.581,8$$

## 5.2.2 ESTANQUES TK - 2

Para el desarrollo de los costos de TK – 2 debemos hacer notar que estamos frente a dos estanques de las mismas dimensiones.

$$\text{Diámetro}_{TK-2} = 6,00[m] \cong 19,7 [pts]$$

$$\text{Altura}_{TK-2} = 10,5[m] \cong 33,4 [pts]$$

$$\text{Costo TK - 2} = \text{US\$}100.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2001} \cdot 2$$

$$\text{Costo TK - 2} = \text{US\$}100.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.093,9} \cdot 2 = \text{US\$}292.476,5$$

Adicionalmente a este valor, debemos incluir el agitador que cuenta este equipo. El costo del equipo al igual que en TK - 1 se obtiene en función de la potencia requerida (6,00 hp), según la ecuación 152.

$$\text{costo agitador} = e^{(8,37 + 0,1163 \cdot \ln(6,0) + 0,00816 \cdot \ln(6,0)^2)} = \text{US\$8.493,4}$$

$$\text{costo agitador TK - 2} = \text{US\$8.493,4} \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 1985}} \cdot 2$$

$$\text{costo agitador TK - 2} = \text{US\$8.493,4} \cdot \frac{1.599,7}{789,6} \cdot 2 = \text{US\$34.414,7}$$

Por último debemos considerar el serpentín al interior de cada uno de los estanques, el cual se obtiene según la figura 38 (34).

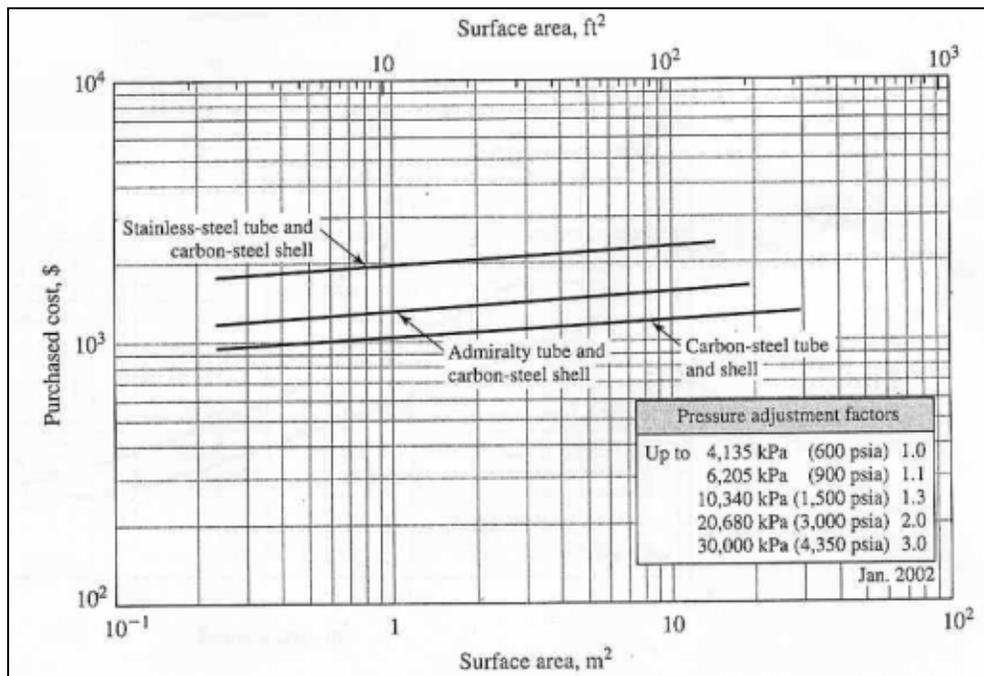


Figura 38 - Costo Serpentin TK - 2

$$\text{Costo serpentín TK - 2} = \text{US\$1.000} \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 2002}} \cdot 2$$

$$\text{Costo serpentín TK - 2} = \text{US\$1.000} \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} \cdot 2 = \text{US\$2.897,5}$$

### 5.2.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 1

Al igual que en el caso anterior de TK – 2 debemos considerar dos equipos. El costo se obtiene desde la figura 39<sup>18</sup>, considerando un área de:

$$Area_{I-1} = 4.013,94 [pls^2] \cong 372,91 [m^2]$$

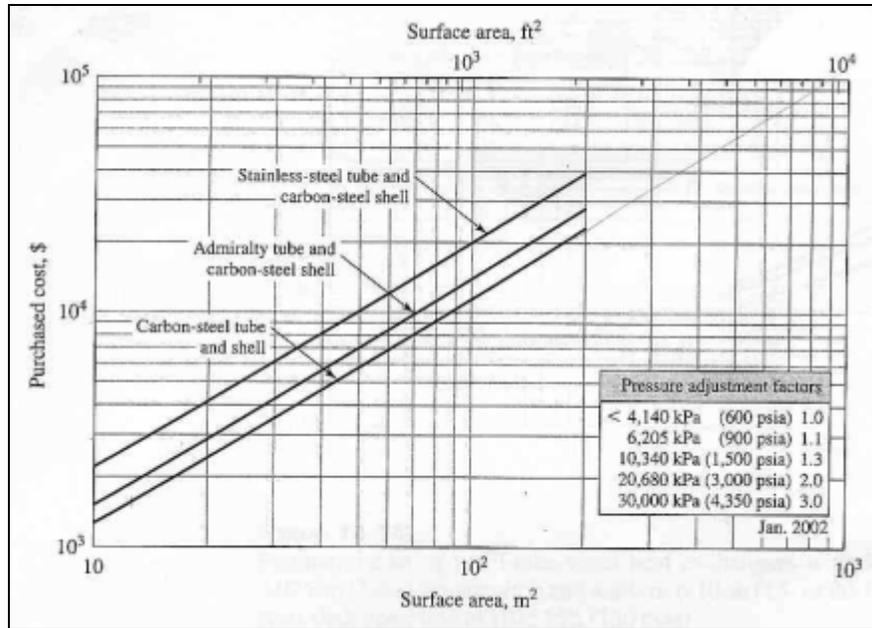


Figura 39 - Costo Intercambiador de Calor

$$Costo I - 1 = US\$40.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002} \cdot 2$$

$$Costo I - 1 = US\$40.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} \cdot 2 = US\$115.899,3$$

### 5.2.3 ESPESADOR D - 1

El costo de un espesador se obtienen en función de los millones de galones de flujo a decantar por día, que en este caso corresponden a:

$$Q_{D-1} = 215.896,4 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cong 1,3679 \left[ \frac{MMgal}{dia} \right]$$

<sup>18</sup> Cada uno de los intercambiadores de esta evaluación económica son calculados según la [figura 3](#).

El costo del espesador por gravedad se obtiene de la ecuación 153 (35).

$$\text{costo espesador} = 3,28 \cdot 10^4 \cdot Q_{D-1}^{1,1} \quad (\text{Ec. 153})$$

$$\text{costo espesador} = 3,28 \cdot 10^4 \cdot 1,3679 \left[ \frac{\text{MMgal}}{\text{día}} \right]^{1,1} = \text{US\$46.294,0}$$

$$\text{Costo } D - 1 = \text{US\$46.294,0} \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 1977}}$$

$$\text{Costo } D - 1 = \text{US\$46.294,0} \cdot \frac{1.599,7}{505,4} = \text{US\$146.530,6}$$

### 5.2.4 FILTRO F - 1

El costo del filtro prensa se obtiene en función del área calculada en el diseño del equipo ( $A = 300 \text{ pie}^2$ ), utilizando la ecuación 154 (33).

$$\text{costo } F - 1 = A \cdot \frac{460}{A^{0,46}} \quad (\text{Ec. 154})$$

$$\text{costo } F - 1 = 300 \cdot \frac{460}{300^{0,46}} = \$39.878,7$$

$$\text{Costo } F - 1 = \text{US\$39.878,7} \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 1985}}$$

$$\text{Costo } F - 1 = \text{US\$39.878,7} \cdot \frac{1.599,7}{789,6} = \text{US\$80.792,7}$$

### 5.2.5 ESTANQUE TK - 3

Utilizando la gráfica anteriormente expuesta para estanques verticales, el costo de este estanque es de:

$$\text{Diámetro}_{TK-3} = 12,0[m] \cong 39,37 [\text{pie}]$$

$$\text{Altura}_{TK-3} = 8,00[m] \cong 26,25 [\text{pie}]$$

$$\text{Costo TK - 3} = \text{US\$150.000} \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 2001}}$$

$$\text{Costo TK - 3} = \text{US\$150.000} \cdot \frac{1.599,7}{1.093,9} = \text{US\$219.357,3}$$

## 5.2.6 EVAPORACIÓN E - 1

El costo de un evaporador se obtiene, según la figura 40, en función del área de intercambia de calor en el evaporador, que en este caso particular al contar con cinco etapas, debemos considerar cada una de ellas para el costo total del equipo, las cuales son las que se presentan en la tabla 114.

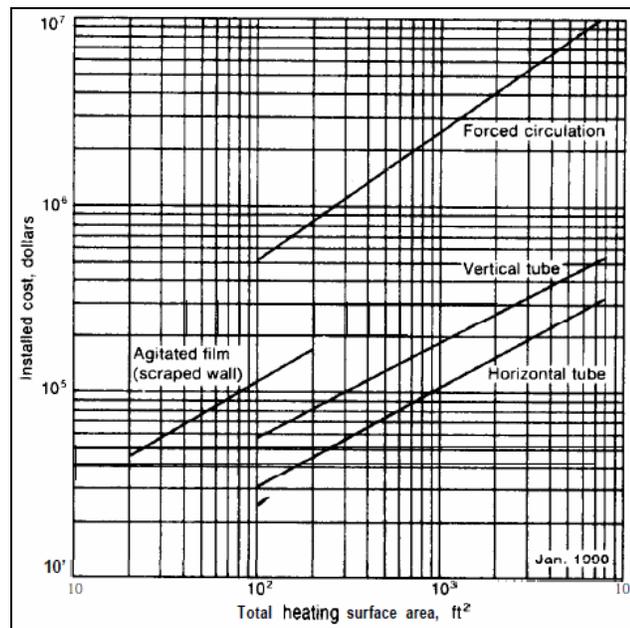


Figura 40 - Costo Evaporador

Tabla 114 - Costo de etapas de Evaporación

| Etapa | Área (pie <sup>2</sup> ) | Costo año 1990 (US\$) | Costo año 2011 (US\$) |
|-------|--------------------------|-----------------------|-----------------------|
| 1     | 3.651,82                 | 330.000               | 571.321,4             |
| 2     | 1.265,94                 | 100.000               | 173.127,7             |
| 3     | 1.793,49                 | 150.000               | 259.691,6             |
| 4     | 1.931,96                 | 170.000               | 294.317,1             |
| 5     | 3.210,79                 | 320.000               | 554.008,7             |

Fuente: Índice M&S 1990: 924

### 5.2.7 CONDENSADOR C - 1

Para el caso del condensador C - 1, se utiliza la misma gráfica que para el cálculo de los intercambiadores de calor, considerando el área de:

$$Area_{C-1} = 3.153,36[plg^2] \cong 89,29 [m^2]$$

$$Costo C - 1 = US\$8.500 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$Costo C - 1 = US\$8.500 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = US\$12.314,3$$

### 5.2.8 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 2

Para el intercambiador I - 2, se considera un área de:

$$Area_{I-2} = 1.648,58[plg^2] \cong 153,16 [m^2]$$

$$Costo I - 2 = US\$15.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$Costo I - 2 = US\$15.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = US\$21.731,1$$

### 5.2.9 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 3

Para el intercambiador I - 3, se considera un área de:

$$Area_{I-3} = 463,57[plg^2] \cong 40,56 [m^2]$$

$$Costo I - 3 = US\$3.800 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$Costo I - 3 = US\$3.800 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = US\$5.505,2$$

### 5.2.10 INTERCAMBIADOR DE CALOR I - 4

Para el intercambiador I - 4, se considera un área de:

$$Area_{I-4} = 593,61 [pte^2] \cong 55,15 [m^2]$$

$$Costo I - 4 = US\$6.500 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$Costo I - 4 = US\$6.500 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = US\$9.416,8$$

### 5.2.10 REACTOR DE DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA R - 1

El costo de un reactor se obtiene según la figura 41, en función del volumen requerido, el cual en este caso corresponde a:

$$volumen_{R-1} = 29,5 [pte^3] = 0,83 [m^3]$$

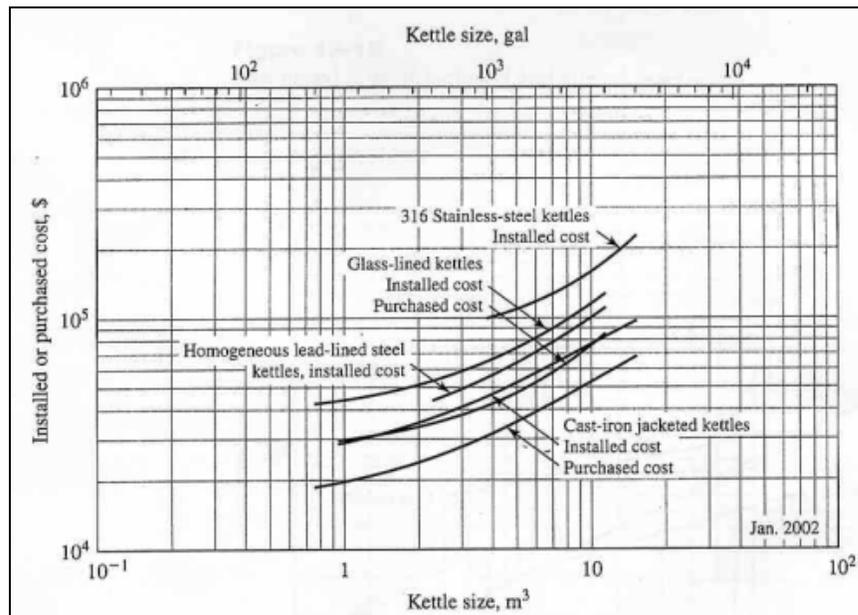


Figura 41 - Costo Reactor

$$\text{Costo } R - 1 = \text{US\$}20.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$\text{Costo } I - 4 = \text{US\$}20.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = \text{US\$}28.974,8$$

### 5.2.11 INTERCAMBIADOR I - 5

Para el intercambiador I - 5, se considera un área de:

$$\text{Area}_{I-5} = 844,8[\text{pie}^2] \cong 78,48 [\text{m}^2]$$

$$\text{Costo } I - 5 = \text{US\$}8.500 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$\text{Costo } I - 5 = \text{US\$}8.500 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = \text{US\$}12.314,3$$

### 5.2.12 INTERCAMBIADOR I - 6

Para el intercambiador I - 6, se considera un área de:

$$\text{Area}_{I-6} = 301,52[\text{pie}^2] \cong 28,01 [\text{m}^2]$$

$$\text{Costo } I - 6 = \text{US\$}4.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2002}$$

$$\text{Costo } I - 6 = \text{US\$}4.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.104,2} = \text{US\$}5.795,0$$

### 5.2.13 ESTANQUE TK - 4

Utilizando la gráfica anteriormente expuesta para estanques verticales, el costo del estanque TK - 4 es de:

$$\text{Diámetro}_{TK-4} = 28,0[\text{m}] \cong 91,8 [\text{pie}]$$

$$Altura_{TK-4} = 18,00[m] \cong 59,06 [pie]$$

$$Costo_{TK-4} = US\$1.000.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2001}$$

$$Costo_{TK-4} = US\$1.000.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.093,9} = US\$1.462.382,3$$

### 5.2.14 ESTANQUE TK - 5

En éste etapa del proceso se debe considerar que estamos frente al costo de dos estanques, cuyo costo es de:

$$Diámetro_{TK-5} = 16,0[m] \cong 52,5 [pie]$$

$$Altura_{TK-5} = 6,00[m] \cong 19,69[pie]$$

$$Costo_{TK-5} = US\$180.000 \cdot \frac{M\&S\ 2011}{M\&S\ 2001} \cdot 2$$

$$Costo_{TK-5} = US\$180.000 \cdot \frac{1.599,7}{1.093,9} \cdot 2 = US\$526.457,6$$

### 5.2.15 TORRE DE ENFRIAMIENTO

El costo de una torre de enfriamiento se obtiene en función del flujo de agua a enfriar, la cual en el caso de este proceso es de:

$$Caudal = 314.349,60 \left[ \frac{kg}{h} \right] \cong 1.383,09 \left[ \frac{gal}{min} \right]$$

$$Costo_{Torre\ de\ Enfriamiento} = 135 \cdot f \cdot Caudal^{0,61}$$

Donde f es determinado en función del  $\Delta T$  del equipo, que en este caso es de 20°C, por lo tanto  $f = 2,5$  (33).

$$\text{Costo Torre de Enfriamiento} = 135 \cdot 2,5 \cdot \left( 1.383,09 \left[ \frac{\text{gal}}{\text{min}} \right] \right)^{0,61} = \text{US\$27.809,5}$$

$$\text{Costo Torre de Enfriamiento} = \text{US\$27.809,5} \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 1985}}$$

$$\text{Costo Torre de Enfriamiento} = \text{US\$27.809,5} \cdot \frac{1.599,7}{789,6} = \text{US\$56.341,0}$$

## 5.2.16 COLUMNA DE ABSORCIÓN A - 1

Para el caso del costo de la columna de absorción, como se apreció en el diseño del equipo se ha considerado la construcción de una columna de platos, para lo cual, ingresaremos a la figura 42, con el diámetro de la columna que en este caso es:

$$\text{diámetro}_{A-1} = 2,1[\text{pie}] \cong 0,63[\text{m}]$$

Y considerando los 15 platos reales obtenidos.

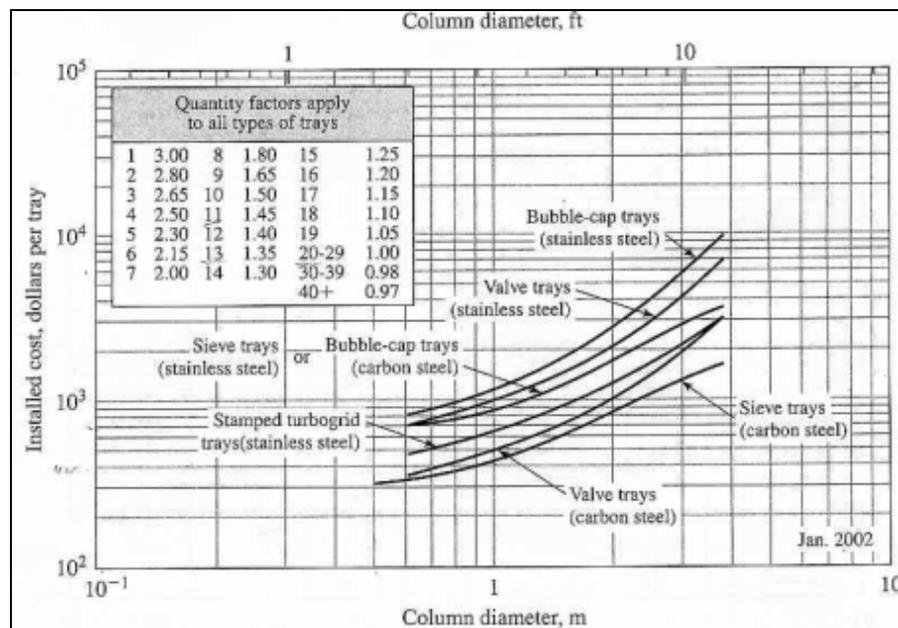


Figura 42 - Costo Columna de platos

$$\text{Costo A - 1} = \text{US\$350} \cdot 1,25 \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 2001}}$$

$$\text{Costo A - 1} = \text{US\$}350 \cdot 1,25 \cdot \frac{1.599,7}{1.093,9} = \text{US\$}633,8$$

### 5.2.17 SEPARADOR MECANICO S - 1

Para el caso del separador que se encuentra a la salida de R – 1, el costo debe ser considerado en función del flujo de alimentación a éste, como se aprecia en la ecuación siguiente:

$$\text{costo S - 1} = a + b \cdot W \quad (\text{Ec. 155})$$

Donde:

W = Flujo de alimentación, t/h

a = constante, 98

b = constante, 5,06

$$W = 120.291,14 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 120,29 \left[ \frac{\text{t}}{\text{h}} \right]$$

$$\text{costo S - 1} = 98 + 5,06 \cdot 120,29 \left[ \frac{\text{t}}{\text{h}} \right] = \text{US\$}705,2$$

$$\text{Costo S - 1} = \text{US\$}705,2 \cdot \frac{\text{M\&S 2011}}{\text{M\&S 1985}}$$

$$\text{Costo S - 1} = \text{US\$}705,2 \cdot \frac{1.599,7}{789,6} = \text{US\$}1.428,7$$

### 5.2.18 SEPARADOR MECANICO S - 2

Para este otro separador mecánico, se utiliza nuevamente la ecuación 155, considerando los mismos parámetros entregados.

$$W = 103.584,52 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 103,58 \left[ \frac{\text{t}}{\text{h}} \right]$$

$$\text{costo } S - 2 = 98 + 5,06 \cdot 103,58 \left[ \frac{t}{h} \right] = \text{US\$622,2}$$

$$\text{Costo } S - 2 = \text{US\$622,2} \cdot \frac{M\&S \ 2011}{M\&S \ 1985}$$

$$\text{Costo } S - 2 = \text{US\$622,2} \cdot \frac{1.599,7}{789,6} = \text{US\$1.260,6}$$

Finalmente en la tabla 115 se aprecia en resumen el costo FOB del total de quipos incluidos en esta evaluación económica.

Tabla 115 - Costo FOB equipos

|                                | Nº equipos por etapa | Valor al 2011 (US\$) |
|--------------------------------|----------------------|----------------------|
| Estanque TK - 1                | 1                    | 146.238,2            |
| Agitador TK - 1                | 1                    | 50.581,8             |
| Estanques TK - 2               | 2                    | 292.476,5            |
| Agitador TK - 2                | 2                    | 34.414,7             |
| Serpentín TK - 2               | 2                    | 2.897,5              |
| Intercambiador I - 1           | 2                    | 115.899,3            |
| Espesador                      | 1                    | 146.530,6            |
| Filtro F - 1                   | 1                    | 80.792,7             |
| Estanque TK - 3                | 1                    | 219.357,3            |
| Evaporador E - 1               | 1                    | 571.321,4            |
|                                | 1                    | 173.127,7            |
|                                | 1                    | 259.691,6            |
|                                | 1                    | 294.317,1            |
|                                | 1                    | 554.008,7            |
| Condensador C - 1              | 1                    | 12.314,3             |
| Intercambiador I - 2           | 1                    | 21.731,1             |
| Intercambiador I - 3           | 1                    | 5.505,2              |
| Intercambiador I - 4           | 1                    | 9.416,8              |
| Reactor PRF                    | 1                    | 28.974,8             |
| Intercambiador I - 5           | 1                    | 12.314,3             |
| Intercambiador I - 6           | 1                    | 5.795,0              |
| Estanque TK - 4                | 1                    | 1.462.382,3          |
| Estanques TK - 5               | 2                    | 526.457,6            |
| Torre enfriamiento             | 1                    | 56.341,0             |
| Columna de Absorción de Platos | 1                    | 633,8                |
| Separador mecánico 1           | 1                    | 1.428,7              |
| Separador mecánico 2           | 1                    | \$1.260,6            |

|  |                      |                      |
|--|----------------------|----------------------|
|  | Nº equipos por etapa | Valor al 2011 (US\$) |
|  |                      | US\$ 5.086.210,6     |

Para obtener el costo CIF de estos equipos asumiremos que el costo FOB es el ochenta por ciento (80%) del costo CIF calculado, como se aprecia en la ecuación 156.

$$\text{Costo CIF} = \frac{\text{Costo FOB}}{0,8} \quad (\text{Ec. 156})$$

$$\text{Costo CIF} = \frac{\text{US\$ 5.086.210,6}}{0,8} = \text{US\$ 6.357.763,3}$$

### 5.3 CAPITAL TOTAL DE INVERSION

Para plantear el capital total de inversión se utilizará el método de Lang (34) debido a que se está frente a una planta que puede ser desarrollada en terrenos colindantes a una planta existente; el cual consta de los siguientes términos expresados en la ecuación 157.

$$\text{Capital total de inversión} = \text{capital fijo de inversión} + \text{capital de trabajo} \quad (\text{Ec. 157})$$

Donde el capital fijo de inversión está representando el capital directo e indirecto. En el método de Lang se asumen tres tipos de plantas, como se aprecia en la tabla 116. Por lo cual, para nuestro caso se considera *planta de fluido*.

Tabla 116 - Método de Lang

| Tipo de Planta    | Inversión en Capital Total | Inversión en Capital Fijo |
|-------------------|----------------------------|---------------------------|
| Sólidos           | 4,7                        | 4,0                       |
| Sólidos - Fluidos | 5,0                        | 4,3                       |
| <b>Fluidos</b>    | <b>6,0</b>                 | <b>5,0</b>                |

Con el costo de los equipos obtenemos la inversión en capital total, como también la inversión en capital fijo son de:

$$\text{Capital total de inversión} = \text{US\$ 6.357.763,3} \cdot 6,0 = \text{US\$38.146.579,65}$$

$$\text{capital fijo de inversión} = \text{US\$ 6.357.763,4} \cdot 5,0 = \text{US\$31.788.816,27}$$

Por lo tanto, reordenando la ecuación 157, obtenemos el capital de trabajo requerido.

$$\text{capital de trabajo} = \text{Capital total de inversión} - \text{capital fijo de inversión}$$

$$\text{capital de trabajo} = \text{US\$38.146.579,65} - \text{US\$31.788.816,27}$$

$$\text{capital de trabajo} = \text{US\$ 6.357.763,27}$$

Como una forma de obtener en detalle los costos involucrados en el capital fijo de inversión, es decir, obtener los costos directos e indirectos, en las tablas 117 y 118 se aprecian los costos de cada etapa involucrada en función del costo de los equipos.

Tabla 117 - Costos Directos según método de Lang

| Item                         | Porcentaje según compra de equipos | Costo (US\$)        |
|------------------------------|------------------------------------|---------------------|
| Costo de equipos             | 100%                               | \$ 6.357.763,3      |
| Instalación de equipos       | 47%                                | 2.988.148,74        |
| Instrumentación y control    | 36%                                | 2.288.794,78        |
| Cañerías                     | 68%                                | 4.323.279,03        |
| Sistemas eléctricos          | 11%                                | 699.353,98          |
| Edificios                    | 18%                                | 1.144.397,39        |
| Terreno                      | 10%                                | 635.776,33          |
| Servicios                    | 70%                                | 4.450.434,29        |
| <b>Total Costos Directos</b> |                                    | <b>22.887.947,8</b> |

Tabla 118 - Costos Indirectos según método de Lang

| Item                           | Porcentaje según compra de equipos | Costo (US\$)       |
|--------------------------------|------------------------------------|--------------------|
| Ingeniería y Supervisión       | 33%                                | 2.098.061,9        |
| Expensas de construcción       | 41%                                | 2.606.682,9        |
| Expensas legales               | 4%                                 | 254.310,5          |
| Contratistas                   | 22%                                | 1.398.707,9        |
| Contingencia e imprevistos     | 44%                                | 2.797.415,8        |
| <b>Total Costos Indirectos</b> |                                    | <b>9.155.179,1</b> |

Al sumar ambos totales obtenidos en las tablas anteriores obtenemos un capital fijo de inversión de US\$32.043.126,91, el cual es similar al obtenido por los términos del método de Lang.

## 5.4 DEPRECIACIÓN

El capital depreciable según el método de Lang, corresponde a los costos directos, el cual se obtiene de la siguiente manera:

$$\text{capital depreciable} = \text{US\$ } 6.357.763,3 \cdot 3,6 = \text{US\$ } 22.252.171,46$$

Para esta evaluación económica, se utiliza el método de depreciación lineal, el cual es representado por la ecuación 158 y 159, y mostrado en la tabla 119.

$$d = \frac{1}{n} \quad (\text{Ec. 158})$$

Donde:

n = Periodo de depreciación, n = 10 años

$$VL_t = VL_{t-1} \cdot d \quad (\text{Ec. 159})$$

Donde:

t = años de depreciación, desde t = 1 año

Tabla 119 - Depreciación

| Año (t) | Valor de libro (VL <sub>t</sub> ) (US\$) | Depreciación (US\$) |
|---------|--|---------------------|
| 0       | \$ 22.252.171,46                         |                     |
| 1       | \$ 20.026.954,32                         | \$ 2.225.217,15     |
| 2       | \$ 18.024.258,88                         | \$ 2.002.695,43     |
| 3       | \$ 16.221.833,00                         | \$ 1.802.425,89     |
| 4       | \$ 14.599.649,70                         | \$ 1.622.183,30     |
| 5       | \$ 13.139.684,73                         | \$ 1.459.964,97     |
| 6       | \$ 11.825.716,25                         | \$ 1.313.968,47     |
| 7       | \$ 10.643.144,63                         | \$ 1.182.571,63     |
| 8       | \$ 9.578.830,17                          | \$ 1.064.314,46     |
| 9       | \$ 8.620.947,15                          | \$ 957.883,02       |

| Año (t) | Valor de libro (VL <sub>t</sub> ) (US\$) | Depreciación (US\$) |
|---------|--|---------------------|
| 10      | \$ 7.758.852,43                          | \$ 862.094,71       |

Por lo cual obtenemos un valor de salvamento (VS) de US\$ 7.758.852,43.

## 5.5 FINANCIAMIENTO

Para el financiamiento, se considerara un préstamo por el 50% del capital necesario de inversión, el cual se pagará en un plazo de 10 años con un interés anual del 12%.

El valor de cada una de las cuotas al año, se expresa según la siguiente ecuación 160 y el desglose del pago a cada año se aprecia en la tabla 120.

$$Cuota = Deuda \cdot \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (\text{Ec. 160})$$

Donde:

i = interés anual

n = periodos de pago

$$Cuota = \text{US\$ } 38.146.579,65 \cdot 0,5 \cdot \frac{0,12 \cdot (1 + 0,12)^{10}}{(1 + 0,12)^{10} - 1} = \text{US\$ } 3.375.670,26$$

Tabla 120 - Financiamiento

| Año | Deuda (US\$)    | Cuota (US\$)   | Interés (US\$) | Amortización (US\$) |
|-----|-----------------|----------------|----------------|---------------------|
| 0   | \$ 19.073.289,8 |                |                |                     |
| 1   | \$ 17.986.414,3 | \$ 3.375.670,3 | \$ 2.288.794,8 | \$ 1.086.875,5      |
| 2   | \$ 16.769.113,8 | \$ 3.375.670,3 | \$ 2.158.369,7 | \$ 1.217.300,5      |
| 3   | \$ 15.405.737,2 | \$ 3.375.670,3 | \$ 2.012.293,7 | \$ 1.363.376,6      |
| 4   | \$ 13.878.755,4 | \$ 3.375.670,3 | \$ 1.848.688,5 | \$ 1.526.981,8      |
| 5   | \$ 12.168.535,8 | \$ 3.375.670,3 | \$ 1.665.450,7 | \$ 1.710.219,6      |
| 6   | \$ 10.253.089,9 | \$ 3.375.670,3 | \$ 1.460.224,3 | \$ 1.915.446,0      |
| 7   | \$ 8.107.790,4  | \$ 3.375.670,3 | \$ 1.230.370,8 | \$ 2.145.299,5      |
| 8   | \$ 5.705.055,0  | \$ 3.375.670,3 | \$ 972.934,8   | \$ 2.402.735,4      |
| 9   | \$ 3.013.991,3  | \$ 3.375.670,3 | \$ 684.606,6   | \$ 2.691.063,7      |
| 10  | \$ 0,0          | \$ 3.375.670,3 | \$ 361.679,0   | \$ 3.013.991,3      |

## 5.6 INGRESOS POR VENTA

Para obtener las ganancias generadas por la regeneración de ácido sulfúrico gastado, consideraremos un valor venta del ácido de \$120<sup>19</sup> por cada tonelada producida pero como nuestro ácido presenta una pureza del 96% castigaremos su valor en un 40% quedando en un valor como se aprecia a continuación.

$$\text{Valor ácido venta} = 120 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right] \cdot (1 - 0,4) = 72 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right]$$

Al año la planta trabajará por 350 días (8.400 h), por lo cual la producción de ácido al año asciende a<sup>20</sup>:

$$\text{ácido sulfurico} = 101.131,7 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 849.506,28 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$$

Por lo tanto, los ingresos por la venta del ácido sulfúrico regenerado es de:

$$\text{Ingresos ácido sulfurico} = 849.506,28 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right] \cdot 72 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right] = \text{US\$}61.164.452,16$$

Además de los ingresos por el concepto de ácido sulfúrico regenerado también debemos considerar la formación de sulfato de calcio, el cual presenta un valor comercial de US\$8,00 por cada tonelada producida (36).

$$\text{Sulfato de calcio} = 4.611,68 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 38.738,11 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$$

$$\text{Ingresos Sulfato de calcio} = 38.738,11 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right] \cdot 8,0 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right] = \text{US\$}309.904,9$$

Por lo tanto, los ingresos totales de la planta corresponden a:

<sup>19</sup> Valor obtenido desde estudio de mercado.

<sup>20</sup> Para el año 1 del Estado de Resultado se considera solo una producción del 50% de la considerada en esta evaluación

$$\text{Ingresos Totales al año} = \text{US\$}61.164.452,16 + \text{US\$}309.904,9$$

$$\text{Ingresos Totales al año} = \text{US}61.474.357,06$$

## 5.7 DISPOSICIÓN DE RESIDUOS

El desecho del proceso que corresponde al ácido sulfúrico almacenado en los estanques TK – 5, deben ser desechados para lo cual, debemos pagar a una empresa externa por su tratamiento, para lo cual, consideraremos un valor de US\$ 40 por cada tonelada que deba ser retirada.

$$\text{Residuos} = 11.127,01 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 93.466,9 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$$

$$\text{Costo Residuos} = 93.466,9 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right] \cdot 40 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right] = \text{US\$}3.738.675,4$$

## 5.8 COSTO DEL PRODUCTOS

### 5.8.1 VAPOR

El vapor requerido en la etapa de evaporación corresponde a:

$$\text{Vapor} = 42.375,26 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 355.952.163,58 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]$$

El cual tiene un costo de 3 US\$ por cada mil kilogramos de vapor requerido (34).

$$\text{Consumo Vapor} = 355.952.163,58 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \cdot 3,0 \left[ \frac{\text{US\$}}{1.000 \text{ kg}} \right] = \text{US\$}1.067.856,49$$

## 5.8.2 AGUA DE ENFRIAMIENTO

El agua requerida durante el año de operación de la planta se aprecia en la tabla 121, considerando un valor de ésta US\$0,07 por cada metro cubico (34).

Tabla 121 - Agua utilizada al año

| Unidad                             | m <sup>3</sup> /h | m <sup>3</sup> /año |
|------------------------------------|-------------------|---------------------|
| Agua Reposición torre enfriamiento | 10,81             | 90.804,0            |
| Agua condensador                   | 357,4             | 3.002.160,0         |
| Agua enfriamiento                  | 314,34            | 314,34              |
| <b>Consumo total de agua</b>       |                   | <b>3.093.278.34</b> |

$$\text{Consumo agua} = 3.093.278,34 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right] \cdot 0,07 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{m}^3} \right] = \text{US\$ } 216.529,5$$

## 5.8.3 CAL

Para el proceso de desulfuración es necesario la cal, por lo cual el consumo al año de este producto es de:

$$\text{Cal} = 1.733,2 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 14.558.880,0 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$$

El cual tiene un costo de 70 US\$ por cada tonelada requerida.

$$\text{Consumo cal} = 14.558.880,0 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right] \cdot 70 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right] = \text{US\$ } 999.035,52$$

## 5.8.4 ELECTRICIDAD

El costo de electricidad se obtiene de los datos mostrados en la tabla 122, en donde se aprecia el consumo eléctrico de cada uno de los equipos diseñados en el capítulo anterior. El valor de la electricidad utilizada es de \$0,13 por cada kwh (34).

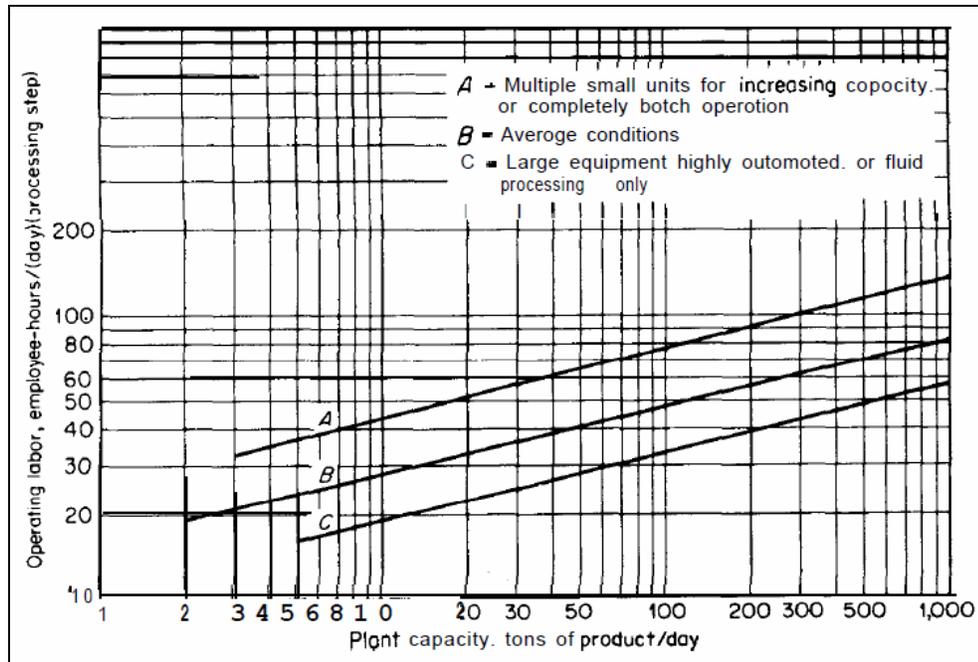
Tabla 122 - Electricidad utilizada al año

|                                       | Potencia (hp) | Consumo Eléctrico (kWh) |
|---------------------------------------|---------------|-------------------------|
| Agitador TK - 1                       | 40,0          | 250.559,28              |
| Agitador TK - 2                       | 6,0           | 37.583,89               |
| Espesador                             | -             | 108.276,0               |
| Reactor                               | -             | 16.800.000,0            |
| Ventilador Torre enfriamiento         | 80,0          | 501.118,57              |
| bombeo torre enfriamiento             | 90,0          | 557.494,41              |
| <b>Consumo de Electricidad al año</b> |               | <b>18.255.032,2</b>     |

$$\text{Consumo electricidad} = 18.255.032,2[\text{kWh}] \cdot 0,13 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{kWh}} \right] = \text{US\$}2.373.154,18$$

### 5.8.5 PERSONAL DE PLANTA

El personal requerido para la planta, se obtiene desde la figura 43, en donde se ingresa con la producción diaria de la planta, la cual será de 2.427 toneladas por cada día.



Fuente: Peters and Timmerhaus (34)

Figura 43 – Personal requerido

$$2.327 \left[ \frac{\text{ton}}{\text{día}} \right] \approx 91 \left[ \frac{\text{HH}}{\text{día} \cdot \text{etapa}} \right]$$

Para esta planta se utilizarán tres etapas (turnos) por cada día a un costo de US\$20 por cada Hora Hombre y 365 días. Por lo cual, el costo del personal es de:

$$\text{Costo personal} = 91 \left[ \frac{\text{HH}}{\text{día} \cdot \text{etapa}} \right] \cdot 20 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{HH}} \right] \cdot 365[\text{día}] \cdot 3[\text{etapa}] = \text{US\$1.992.900}$$

### 5.8.6 COSTO MATERIA PRIMA

En este proyecto, se considera como materia prima a la adquisición del ácido sulfúrico gastado, para el cual se asumirá un precio de compra de US\$5,00 por cada tonelada de ácido. Por lo cual el costo anual es de:

$$\text{Acido Sulfurico Gastado} = 247.174,83 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = 2.076.268,56 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$$

$$\text{Costo Acido sulfurico Gastado} = 2.076.268,56 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right] \cdot 5,0 \left[ \frac{\text{US\$}}{\text{t}} \right] = \text{US\$10.381.342,8}$$

### 5.8.7 VARIOS

En este punto, incluimos diversos puntos, los cuales se expresan en función de algunos de los cálculos ya obtenidos, los cuales se aprecian en la tabla 123.

Tabla 123 - Costos Varios al año

| Item                       | Costo (US\$)    | Porcentaje |   |
|----------------------------|-----------------|------------|---|
| Supervisión                | \$ 348.757,50   | 17,5%      | Costo personal                                  |
| Mantenimiento y Reparación | \$ 3.178.881,72 | 10%        | Costo Capital fijo                              |
| Suministros operación      | \$ 476.832,26   | 15%        | Costo Mantenimiento                             |
| Gastos de administración   | \$ 498.225,00   | 25%        | Costo Personal                                  |
| Laboratorios               | \$ 298.935,00   | 15%        | Costo Personal                                  |
| Impuestos                  | \$ 794.720,41   | 2,5%       | Costo Capital fijo                              |
| Costos generales de planta | \$ 3.312.323,48 | 60%        | Costo Personal +<br>mantenimiento + supervisión |

| Item                       | Costo (US\$) | Porcentaje |                      |
|----------------------------|--------------|------------|----------------------|
| Imprevistos                | 942.000,0    | 3%         | Costo Total Producto |
| Investigación y desarrollo | 942.000,0    | 3%         | Costo Total Producto |
| Gastos de distribución     | 3.500.000,0  | 11%        | Costo Total Producto |

Por lo tanto, al sumar cada uno de los costos involucrados, obtenemos un costo total del producto de:

$$\text{Costo Total del Producto} = \text{US\$31.323.493,7}$$

## 5.9 ESTADO DE RESULTADOS

El estado de resultado se planteó para un periodo de vida del proyecto de 10 años, entre las variables que se consideraron para su elaboración se consideraron:

- Impuesto a la renta de primera categoría correspondiente al año 2011, el cual es del 20% (37), según la ley de impuesto a la renta.
- Una TMAR del 25% para analizar la factibilidad económica de éste proyecto.

## Capítulo V: Evaluación Económica

|                                | Año 0           | Año 1        | Año 2        | Año 3        | Año 4        | Año 5        | Año 6        | Año 7        | Año 8        | Año 9        | Año 10       |
|--------------------------------|-----------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Ingreso por Venta              |                 | 36.884.614   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   | 61.474.357   |
| Costo Producto                 |                 | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) | (31.323.494) |
| Disposición de residuos        |                 | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  | (3.738.675)  |
| <b>Utilidad Operacional</b>    |                 | 1.822.445    | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   | 26.412.188   |
| Depreciación                   |                 | (2.225.217)  | (2.002.695)  | (1.802.426)  | (1.622.183)  | (1.459.965)  | (1.313.968)  | (1.182.572)  | (1.064.314)  | (957.883)    | (862.095)    |
| Intereses                      |                 | (2.288.795)  | (2.158.370)  | (2.012.294)  | (1.848.688)  | (1.665.451)  | (1.460.224)  | (1.230.371)  | (972.935)    | (684.607)    | (361.679)    |
| <b>Renta Gravable</b>          |                 | -2.691.567   | 22.251.123   | 22.597.468   | 22.941.316   | 23.286.772   | 23.637.995   | 23.999.246   | 24.374.939   | 24.769.698   | 25.188.414   |
| Impuesto                       |                 | 0            | (4.450.225)  | (4.519.494)  | (4.588.263)  | (4.657.354)  | (4.727.599)  | (4.799.849)  | (4.874.988)  | (4.953.940)  | (5.037.683)  |
| <b>Utilidad Neta</b>           |                 | -2.691.567   | 17.800.898   | 18.077.975   | 18.353.053   | 18.629.418   | 18.910.396   | 19.199.396   | 19.499.951   | 19.815.759   | 20.150.731   |
| Depreciación                   |                 | 2.225.217    | 2.002.695    | 1.802.426    | 1.622.183    | 1.459.965    | 1.313.968    | 1.182.572    | 1.064.314    | 957.883      | 862.095      |
| Valor de Salvamento            |                 |              |              |              |              |              |              |              |              |              | 7.758.852    |
| Amortización                   |                 | (1.086.875)  | (1.217.301)  | (1.363.377)  | (1.526.982)  | (1.710.220)  | (1.915.446)  | (2.145.299)  | (2.402.735)  | (2.691.064)  | (3.013.991)  |
| Capital Total                  | (38.146.580)    |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| Préstamo                       | 19.073.290      |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| Capital de Trabajo             | 6.357.763       |              |              |              |              |              |              |              |              |              | 6.357.763    |
| <b>Flujo de caja neto</b>      | (25.431.053)    | 620.526      | 21.020.894   | 21.243.777   | 21.502.218   | 21.799.602   | 22.139.811   | 22.527.268   | 22.967.001   | 23.464.705   | 38.143.433   |
| <b>Flujo de Caja Acumulado</b> | (25.431.053)    | (24.810.527) | (3.789.633)  | 17.454.144   | 38.956.362   | 60.755.965   | 82.895.775   | 105.423.043  | 128.390.044  | 151.854.749  | 189.998.182  |
| TMAR                           | 25%             |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| VAN                            | \$ 36.972.507,7 |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| TIR                            | 54,75%          |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |

## 5.10 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Es muy importante conocer los diversos factores que provocan efectos en el análisis económico, debido a que se han desarrollado en base a estimaciones, lo cual conlleva una gran desviación en relación a los valores reales, los cuales pueden llevar a que los proyectos no sean rentables.

Los tres parámetros que serán analizados para observar su sensibilidad son:

- Precio de Venta de ácido sulfúrico
- Costo de equipos principales
- Costo de producto.

Este análisis se lleva a cabo variando porcentualmente los parámetros antes mencionados desde -50% hasta +100% con un paso de 25%. Con estas variaciones se permitirá visualizar la sensibilidad que presentan los parámetros en función del VAN y el TIR obtenido en cada variación porcentual.

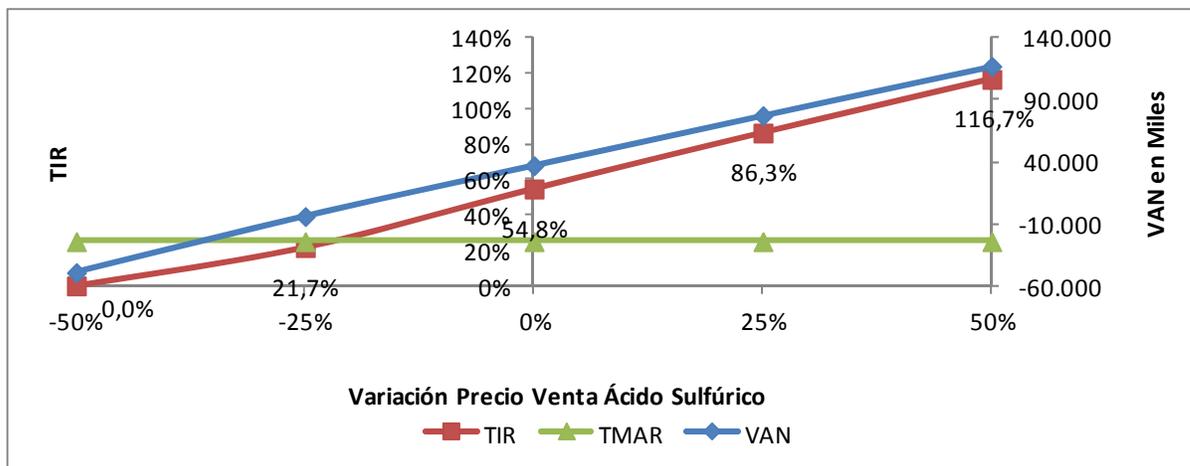
### 5.10.1 PRECIO DE VENTA DE ÁCIDO SULFURICO

Utilizando la variación porcentual desde -50% hasta +50% con respecto al valor base del precio de venta de ácido sulfúrico, representado por la variación de 0%, se observa en la tabla 124, la variación del precio.

Tabla 124 - Variación porcentual precio de ácido sulfúrico

| Variación Porcentual | US\$/t    |
|----------------------|-----------|
| -50%                 | 36        |
| -25%                 | 54        |
| <b>0%</b>            | <b>72</b> |
| 25%                  | 90        |
| 50%                  | 108       |

Con los valores antes calculados, el VAN y el TIR para esta variación, se observa en la siguiente figura.



**Figura 44 – Sensibilidad Variación Precio**

En la figura anterior se aprecia que el incremento del precio de venta hace que el VAN y el TIR se incrementen de la misma manera (es por este motivo que solo se desarrollo la sensibilidad hasta una variación de +50%). Pero al analizarlo desde la perspectiva de la disminución de precio, se observa que ya con una disminución a -25% de su valor original ya nos encontramos con una TIR inferior (21,7%) a nuestra TMAR.

Por lo tanto, se concluye que el precio de venta del ácido sulfúrico regenerado va a ser un factor gravitante en la realización de éste proyecto, debido a que si el valor de venta de ácido sulfúrico gastado desciende desde los US\$72 por cada tonelada a US\$55,8 la tasa mínima atractiva de retorno considerada para evaluar este proyecto se vería afectada.

### 5.10.2 COSTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

Utilizando la variación porcentual desde -50% hasta +100% con respecto al valor base del costo de los equipos principales, representado por la variación de 0%, se observa en la tabla 125, la variación de los costos.

Tabla 125 - Variación porcentual costo de equipos principales

| Variación Porcentual | US\$       |
|----------------------|------------|
| -50%                 | 3.178.882  |
| -25%                 | 4.768.323  |
| 0%                   | 6.357.763  |
| 25%                  | 7.947.204  |
| 50%                  | 9.536.645  |
| 75%                  | 11.126.086 |
| 100%                 | 12.715.527 |

Con los valores antes calculados, el VAN y el TIR para esta variación, se observa en la siguiente figura.

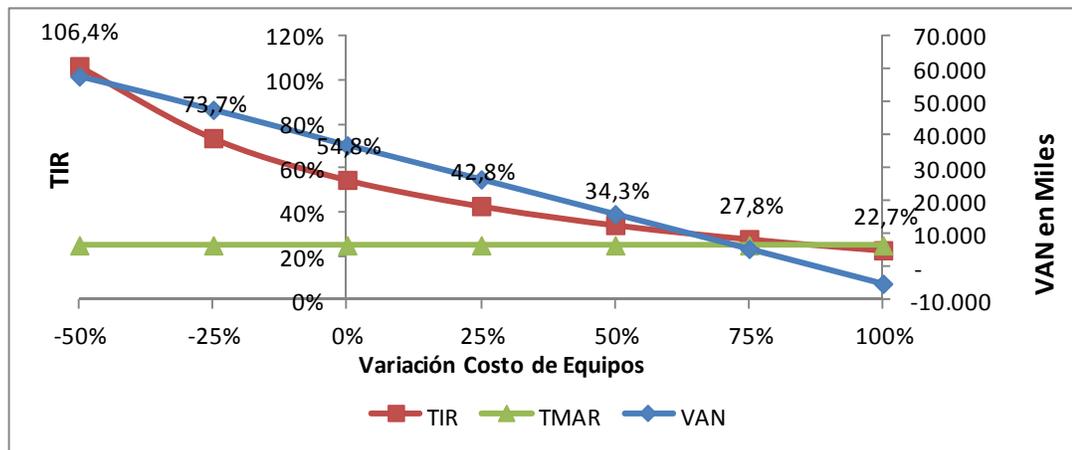


Figura 45 – Sensibilidad Variación Costo de Equipos Principales

Como es de esperarse, el incremento del costo de los equipos principales disminuye el VAN y el TIR del proyecto. Se puede apreciar que con una variación del +75% se encuentra aun rentable el proyecto con una TIR del 27,8%.

Además, como se apreció en la figura anterior la TMAR elegida para el proyecto va a ser fundamental para analizar la rentabilidad de éste proyecto, debido a que si consideramos la variación +100% la TIR obtenida por el análisis de sensibilidad es de 22,7%, y puede ser el caso que el proyecto se pretenda analizar a una TMAR menor a la dada y éste valor para un inversionista sea rentable.

Por lo tanto, se puede concluir que si los costos de equipos principales ascienden desde los US\$7.212.645 por sobre los a US\$12.000.000, la cual representan una variación por sobre el +175%, se llevaría a que el proyecto no sea considerado rentable.

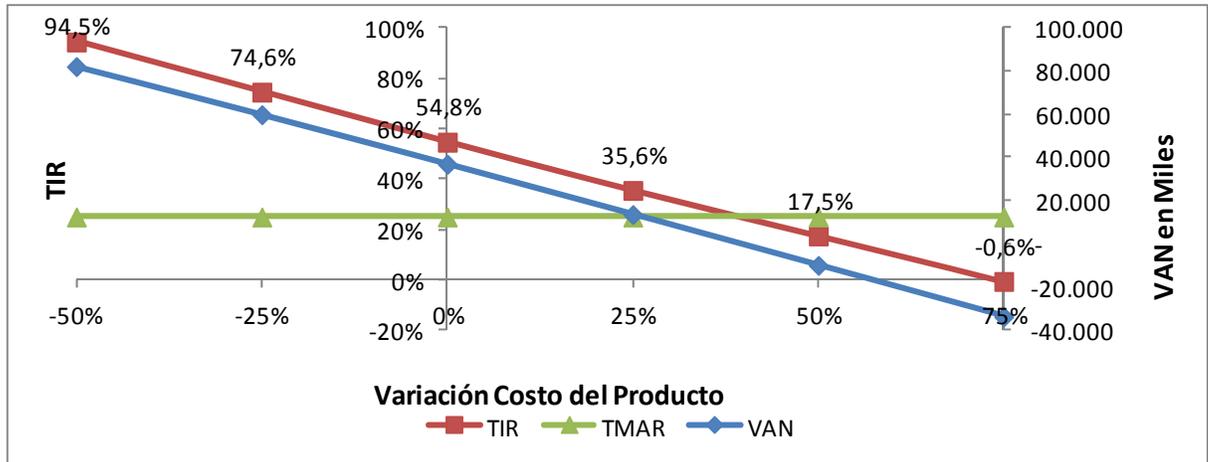
### 5.10.3 COSTO DEL PRODUCTO

Utilizando la variación porcentual desde -50% hasta +75% con respecto al valor base del costo del producto, representado por la variación de 0%, se observa en la tabla 126, la variación de los costos.

Tabla 126 - Variación porcentual costo del producto

| Variación Porcentual | US\$       |
|----------------------|------------|
| -50%                 | 15.661.747 |
| -25%                 | 23.492.620 |
| 0%                   | 31.323.494 |
| 25%                  | 39.154.367 |
| 50%                  | 46.985.241 |
| 75%                  | 54.816.114 |

Con los valores antes calculados, el VAN y el TIR para esta variación, se observa en la siguiente figura.



**Figura 46 – Sensibilidad Variación Costo del Producto**

Como se aprecia en la figura, el incremento del costo del producto disminuye el VAN y el TIR del proyecto gradualmente hasta una variación cercana al +50%, donde se aprecia que el proyecto deja de ser rentable a la TMAR escogida. Por lo cual, los costos del producto serán una variable de suma importante ya sea para la elección de éste proyecto como para la operación de la misma.

Como complemento al análisis realizado individualmente a cada una de las variables se expone en la tabla 127 y 128 respectivamente las variaciones que presentaría la TIR frente a las variaciones simultaneas del precio de Venta de ácido y el costo de los equipos y en segundo lugar la variación del precio de venta de ácido con el costo de total del producto (CTP), en donde en color verde se aprecian las TIR mayores al 25% considerado como la tasa de descuento.

Tabla 127 - Sensibilización Precio de Venta v/s Costo de equipos

|                         |            | Precio de Venta |        |        |        |         |         |         |         |         |         |
|-------------------------|------------|-----------------|--------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
|                         |            | 35              | 45     | 55     | 65     | 72      | 80      | 90      | 100     | 110     | 120     |
| <b>Costo de Equipos</b> | 3.000.000  | -               | 21,24% | 54,29% | 88,52% | 111,55% | 137,71% | 170,64% | 203,75% | 237,01% | 270,38% |
|                         | 3.178.882  | -               | 19,72% | 51,44% | 84,02% | 106,09% | 130,95% | 162,19% | 193,58% | 225,09% | 256,67% |
|                         | 4.768.322  | -               | 9,80%  | 33,78% | 57,04% | 73,49%  | 91,02%  | 112,83% | 134,58% | 156,27% | 177,93% |
|                         | 6.357.763  | -               | 3,54%  | 23,38% | 41,92% | 54,75%  | 69,13%  | 86,17%  | 103,05% | 119,82% | 136,51% |
|                         | 7.947.204  | -               | -1,45% | 16,36% | 32,01% | 42,67%  | 54,78%  | 69,15%  | 83,09%  | 96,89%  | 110,58% |
|                         | 9.536.645  | -               | -      | 11,23% | 24,91% | 34,12%  | 44,50%  | 57,21%  | 69,17%  | 80,97%  | 92,64%  |
|                         | 11.126.086 | -               | -      | 7,28%  | 19,51% | 27,69%  | 36,83%  | 48,09%  | 58,82%  | 69,18%  | 79,41%  |
|                         | 12.000.000 | -               | -      | 5,36%  | 17,06% | 24,77%  | 33,37%  | 43,94%  | 54,17%  | 63,90%  | 73,49%  |
|                         | 13.000.000 | -               | -      | 3,32%  | 14,58% | 21,84%  | 29,91%  | 39,79%  | 49,53%  | 58,63%  | 67,60%  |
|                         | 14.000.000 | -               | -      | 1,43%  | 12,40% | 19,27%  | 26,88%  | 36,17%  | 45,33%  | 54,04%  | 62,47%  |

Tabla 128 - Sensibilización Precio de Venta v/s CTP

|                                |            | Precio de venta |        |        |        |         |         |         |         |         |         |
|--------------------------------|------------|-----------------|--------|--------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
|                                |            | 35              | 45     | 55     | 65     | 72      | 80      | 90      | 100     | 110     | 120     |
| <b>Costo Total de Producto</b> | 10.000.000 | 40,33%          | 59,78% | 78,48% | 96,74% | 109,33% | 123,55% | 141,13% | 158,54% | 175,80% | 192,94% |
|                                | 15.661.747 | 24,51%          | 44,88% | 63,74% | 81,92% | 94,43%  | 108,58% | 126,06% | 143,37% | 160,54% | 177,59% |
|                                | 23.492.620 | 2,86%           | 23,92% | 43,33% | 62,08% | 74,47%  | 88,46%  | 105,75% | 122,88% | 139,88% | 156,78% |
|                                | 31.323.494 | -               | 3,54%  | 23,38% | 41,92% | 54,75%  | 69,13%  | 86,17%  | 103,05% | 119,82% | 136,51% |
|                                | 39.154.367 | -               | -      | 4,07%  | 22,90% | 35,34%  | 49,41%  | 67,09%  | 83,99%  | 100,47% | 116,89% |
|                                | 46.985.241 | -               | -      | -      | 4,49%  | 17,24%  | 30,98%  | 47,87%  | 64,88%  | 81,92%  | 98,01%  |
|                                | 54.816.114 | -               | -      | -      | -      | -0,94%  | 13,67%  | 30,23%  | 46,44%  | 62,82%  | 79,54%  |
|                                | 60.000.000 | -               | -      | -      | -      | -       | 2,19%   | 19,19%  | 35,10%  | 50,92%  | 67,01%  |

## CONCLUSION

Considerando el análisis de mercado desarrollado se aprecia que el precio del ácido sulfúrico seguirá siendo predominado por el mercado de los fertilizantes fosfatados, que a su vez determina el precio del azufre; lo que traerá consigo que el precio de éste continuará siendo inestable en el largo plazo.

Al tomar en cuenta la tasa de consumo unitario de ácido sulfúrico en la minería del cobre, la cual puede variar entre 1 a 12 toneladas de ácido por cada tonelada de cátodo SXEW producido, con un consumo promedio de 3,65 en el año 2010, se puede observar que la demanda de éste ácido continuará aumento debido a que la lixiviación de minerales oxidados y sulfurados de baja ley ha aumentado en los últimos años, y la producción que actualmente existe en nuestro país no logra satisfacer la demanda generada, por ejemplo en el año 2010 la producción de ácido sulfúrico alcanzó las 5,13 millones de toneladas frente a las 7,93 millones de toneladas consumida en el mismo año.

Al analizar el estudio técnico se aprecia que el reactor es el punto que se lleva el mayor gasto energético del proceso, que corresponde a un 92% del consumo total de energía eléctrica, y que pequeñas variaciones en la temperatura dentro de él originaría grandes variaciones en la concentración de ácido sulfúrico generado. Por lo cual, se podrían generar mayores investigaciones para disminuir los gastos energéticos y hacer de éste un equipo más eficiente.

De acuerdo a la evaluación económica se puede apreciar que el proyecto es rentable bajo los supuestos considerados (una tasa de retorno del 25% e impuestos del 20%), logrando un TIR de 54,75% y un VAN de \$36.972.507,7, el cual es mayor a la inversión necesaria del proyecto, obteniendo un IVAN de 0,98. Tomando en cuenta que la TMAR utilizada para éste proyecto es alto, se deberán tomar diversas consideraciones para disminuir el riesgo de que el proyecto no sea viable, como se apreció en el análisis de sensibilidad.

Dentro de las tres variables estudiadas en el análisis de sensibilidad (precio del ácido sulfúrico, costo de equipos y costo del producto) la variable de mayor impacto es el precio del ácido sulfúrico, el cual con una variación de solo el -25% en el análisis de sensibilidad nos encontramos frente a una TIR inferior a la TMAR propuesta y considerando las grandes fluctuaciones que presenta el ácido en los mercados internacionales es y será gravitante en la viabilidad de realizar o no éste proyecto.

Es por lo anterior que se planteó la sensibilización combinada de las variables, Precio venta v/s Costo de equipos; y Precio Venta v/s Costo Total del Producto respectivamente en donde se aprecia que frente a los supuestos considerados para esta prefactibilidad pequeñas variaciones en los precios de venta o equipos y/o en los costos harían de este un proyecto no atractivo económicamente

Si bien el estudio de prefactibilidad nos muestra que el proyecto es viable, no se logra obtener un proceso que requiera un consumo energético menor a las tecnologías convencionales de regeneración de ácido sulfúrico. Por lo cual, es de gran importancia generar tecnologías más eficientes y con reales oportunidades de desarrollo.

## **ANEXOS**

## ANEXO A: DATOS ÁCIDO SULFURICO (38)

### IDENTIDAD DE LA SUSTANCIA QUÍMICA

Fórmula:  $H_2SO_4$

CAS: 7664-93-9

Número UN:

- 1830 (Concentración menores de 65,25%)
- 1832 (Ácido Sulfúrico Consumido)
- 1786 (Mezcla de Ácido Sulfúrico y Ácido Fluorhídrico)

Clase de Peligro UN: 8 – Corrosivos (Solución)

### DESCRIPCIÓN

En su forma pura, el Ácido Sulfúrico es un líquido aceitoso, sin color y sin olor. Es muy corrosivo. En su forma comercial está usualmente impuro y su coloración es pardusca.

El Ácido Sulfúrico puede formar soluciones con el agua en cualquier proporción. Las soluciones acuosas de Ácido Sulfúrico se nombran de acuerdo con el porcentaje en peso de Acido en la solución; el Ácido Sulfúrico concentrado es entonces  $H_2SO_4$  100%, que se conoce como anhídrido o como monohidrato de trióxido de Azufre.

El Ácido Sulfúrico puede disolver cualquier cantidad de trióxido de Azufre ( $SO_3$ ). Al introducir trióxido de Azufre sobre Ácido Sulfúrico concentrado se genera óleum, que por lo general se comercializa en soluciones de 10 a 70% de contenido de trióxido de Azufre y que se conocen también como Ácido Sulfúrico fumante.

## COMPOSICIÓN

Se comercializa en solución acuosa de concentración entre 33 a 98%. Existen cuatro grados de comercialización: comercial, electrolito (de alta pureza para baterías), textil (bajo contenido de impurezas orgánicas) o grados de reactivo.

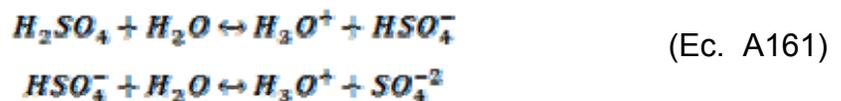
## PROPIEDADES FÍSICAS

Tabla 129 - Propiedades Físicas Acido Sulfúrico

| Propiedad                           | Valor  |
|-------------------------------------|--|
| Peso Molecular (g/mol)              | 98,08  |
| Estado Físico                       | Líquido  |
| Punto de Ebullición (°C) (760 mmHg) | 290; 100%<br>310 - 335: 98%                                      |
| Punto de Fusión                     | 10,4 – 10,5; 100%<br>3; 98%<br>-64; 65%                          |
| Presión de Vapor (mmHg)             | <0,001; 20°C<br>1; 146°C   |
| Gravedad Específica (Agua = 1)      | 1,841; 100%  |
| Densidad del Vapor (Aire = 1)       | 3,4  |
| pH                                  | 0,3; Solución 1 N<br>1,2; Solución 0,1 N<br>2,1; Solución 0,01 N |

## PROPIEDADES QUÍMICAS

El Ácido Sulfúrico es un ácido mineral fuerte y un oxidante fuerte. Se disocia en agua de acuerdo con dos equilibrios:



El primero de ellos a proporciones de agua bajas y el segundo a proporciones altas; por esta razón el Ácido Sulfúrico diluido actúa como un Ácido dibásico. Estas características ácidas hacen que reaccione con metales básicos como el aluminio provocando la generación de Hidrógeno y los correspondientes Sulfatos y bisulfatos metálicos.

El Ácido Sulfúrico concentrado y caliente es una sustancia altamente oxidante y ataca metales preciosos. En este mismo estado reacciona con carbono, fósforo y Azufre produciendo dióxido de Azufre ( $\text{SO}_2$ ).

El Ácido Sulfúrico descompone las sales de muchos otros ácidos, lo cual representa una oportunidad industrial en diversos campos como en la producción de Sulfato de sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) y ácido clorhídrico ( $\text{HCl}$ ) a partir del cloruro de sodio ( $\text{NaCl}$ ), la descomposición de sulfitos a dióxido de Azufre y la descomposición de fosfatos de calcio naturales ( $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ ) hasta Ácido fosfórico ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) y Sulfato de calcio ( $\text{CaSO}_4$ ).

Sus características de higroscopicidad se deben a la formación de diferentes hidratos, los cuales corresponden al monohidrato ( $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ), el dihidrato ( $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ), el trihidrato ( $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ), el tetrahidrato ( $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ ) y por último el hexahidrato ( $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ).

Las reacciones del Ácido Sulfúrico concentrado en el área de los compuestos orgánicos están muy influenciadas por las propiedades oxidantes e higroscópicas de éste; debido a estas características, las reacciones de carbonización de carbohidratos y de condensación orgánica presentan mejor desempeño en su presencia.

El Ácido Sulfúrico no es un material combustible en sí mismo, pero por ser altamente reactivo es capaz de iniciar la ignición de sustancias combustibles cuando entra en contacto con ellas.

## APLICACIONES Y USOS

La mayoría de los usos del Ácido Sulfúrico no lo implican de forma directa como una materia prima sino como de uso indirecto en forma de catalizador. Por este motivo, muy poco Ácido Sulfúrico aparece en los productos de las industrias donde interviene pero aparece como Acido consumido o como varios tipos de Sulfatos de desecho.

De forma general se usa en las industrias de pigmentos, ácidos, pegante, purificación del petróleo, baños de electroplateado, herbicidas, fertilizantes, en la refinación de aceites minerales y vegetales, en la industria del cuero, como agente en la producción de explosivos, y otros. Tiene una amplia aplicación en la deshidratación de éteres, ésteres y gases.

Dentro de sus usos indirectos se encuentra en la industria de fertilizantes, generando ácido fosfórico a partir de roca fosfórica, que luego dará lugar a materiales fertilizantes como superfosfatos triples y Sulfatos de mono y diamonio. Cerca del 60% del Ácido Sulfúrico producido se usa en esta industria. Una cantidad apreciable de Sulfúrico se usa en la industria petroquímica como deshidratante ácido en reacciones de nitración, condensación, deshidratación, y en la refinación donde se usa para refinar, alquilar, y purificar destilados de petróleo crudo. En la industria inorgánica se usa en la producción de pigmentos de  $TiO_2$  y ácidos minerales. En el procesamiento de metales, se usa en el decapado, en el tratamiento de minerales de cobre, uranio y vanadio y en la preparación de baños electrolíticos para purificación de metales no ferrosos.

Uno de sus usos directos incluye su dispersión en forma de solución diluida en suelos muy alcalinos que van a ser usados con fines agrícolas; pero el uso directo más importante lo constituye la industria de la sulfonación orgánica, en donde se usa para la fabricación de detergentes. Otro de sus usos directos importantes es el de la industria de las baterías.

## EFFECTOS SOBRE LA SALUD

Los efectos encontrados en la toxicidad del Ácido Sulfúrico obedecen por completo a las interacciones del ion  $H^+$  con los componentes celulares más que a la interacción del ion  $SO_4^{2-}$ . Es una sustancia corrosiva y provoca efectos directos locales en todos los tejidos corporales aún en bajas concentraciones. El contacto de cualquier tejido con Ácido Sulfúrico concentrado provoca quemaduras profundas y de difícil sanado. Su alta reactividad frente a muchos compuestos lo hace peligroso por la generación de calor, por el potencial de explosión o por la generación de vapores tóxicos o inflamables. Debido a que la hidratación del trióxido de Azufre produce Ácido Sulfúrico, las consecuencias sobre la salud de las personas es equivalente en estas dos sustancias.

La inhalación de vapores de Ácido Sulfúrico concentrado provoca tos aguda y daños severos en los pulmones y en todo el tracto respiratorio. El contacto con los ojos puede provocar pérdida total de la visión.

En la piel genera quemaduras y necrosis severa. La ingestión de Ácido Sulfúrico concentrado en cantidad aproximada a una cucharada es mortal para adultos; esta ingesta puede provocar perforación del ducto gástrico, peritonitis y un colapso circulatorio posterior. El shock es la causa inmediata más común de muertes. La exposición crónica a esta sustancia puede generar traqueo bronquitis, gastritis e irritación cutánea.

Un peligro importante en la manipulación del Ácido Sulfúrico lo constituye su dilución en agua. Cuando el Ácido Sulfúrico se mezcla con agua, se produce una gran cantidad de calor, que dependiendo de la cantidad relativa de las dos sustancias puede provocar un incremento considerable en la temperatura de la solución e incluso puede generar ebullición violenta. Este comportamiento es más marcado y peligroso en procedimientos de mezcla donde se adiciona agua sobre el Ácido concentrado.

Los riesgos de explosión se dan por el contacto de esta sustancia con químicos como la acetona ( $\text{CH}_3\text{-CO-CH}_3$ ), los alcoholes, combustibles, las bases fuertes concentradas y algunos metales finamente divididos. La emisión de gases tóxicos, que en general corresponden a óxidos de Azufre ( $\text{SO}_x$ ), se da por el calentamiento del ácido, descomponiéndose por completo a temperaturas del orden de  $340\text{ }^\circ\text{C}$ .

En cuanto a los gases inflamables, estos se restringen casi con exclusividad al Hidrógeno, desprendido en reacciones del ácido con metales básicos. Los peligros más graves de exposición al Ácido Sulfúrico se dan en derrames accidentales durante su transporte y manipulación. Niveles mucho más bajos están presentes en la atmósfera por oxidación de óxido de Azufre generado en plantas donde se libera como emisión. El grado de afección en los diferentes individuos se ve agravado por enfermedades respiratorias crónicas como asma, a nivel respiratorio; enfermedades gastrointestinales crónicas, como gastritis, a nivel gástrico y enfermedades oculares o cutáneas, como conjuntivitis crónica o dermatitis.

## **RIESGOS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN (39)**

El ácido sulfúrico no es combustible. Sin embargo, el ácido concentrado puede causar ignición en contacto con materiales combustibles finamente divididos. Reacciona violentamente con los materiales orgánicos y agua, generando calor. Debe mantenerse alejado, pues es muy peligroso en contacto con: Carburos (metano, etano, propano, butano, etileno, benceno entre otros), Nitratos (sales que contienen sodio y potasio, que se utilizan generalmente en fertilizantes), Cloratos (sales que contienen Sodio y Potasio), Fulminatos, Picratos (Sal que contiene Sodio), Polvos metálicos y otros materiales combustibles (madera, petróleo, etc.).

## **ANEXO B: TECNOLOGÍAS DE REMOCIÓN DE ARSÉNICO (40)**

Los procesos y las patentes más comunes para la remoción de arsénico son:

1. Precipitación Mediante Hidróxidos, Harris and Krause, "The Disposal of Arsenic from Metallurgical Processes: ITS Status Regarding Ferric Arsenate". Paper presentado en The Paul E. Queneau International Symposium, Extractive Metallurgy of Copper, Nickel, Cobalt and Associated Metals. 1993, pp.1221 – 1237.
2. Harper, T. R. and Kingham, N. W, "Removal of Arsenic from Wastewater Using Chemical Precipitation Methods, "Water Environmental Research (1992) 64 (3):200203.

Los procesos divulgados en los documentos antes mencionados generalmente requieren de la previa oxidación de los iones As (III) a As (V).

3. Adsorción de compuestos de Arsénico en adsorbentes "Ghosh, M. M. and Yuan, J. R, "Adsorption of Inorganic and Organoarsenicals on Hydrous Oxides," Environmental Progress (1987) 6 (3):150 157.
4. La patente US N° 4.146.447, protege un método para la remoción de As a partir de electrolitos que contienen As y Cu mediante electrólisis, minimizando o reduciendo substancialmente la formación de gas arsina ( $\text{AsH}_3$ ), para lo cual periódicamente invierten o interrumpen la corriente durante dicha electrólisis. Se reivindica la utilización del método para ser utilizado en la purificación de electrolito de refineras de cobre.
5. La patente US N° 4.824.650, trata sobre un método de extracción líquida de bajo costo para reducir significativamente As y otros metales pesados contenidos en ácido fosfórico. El método implica la sulfidización a

## Anexo B: Tecnologías de Remoción de Arsénico

temperaturas elevadas para formar los sulfuros de As y otros metales pesados, y posteriormente enfriar el ácido tratado y luego extraer con un extractante, preferentemente disulfuro de carbono, mediante agitación y sedimentación se separan dos fases: una de ácido fosfórico y la otra conteniendo los sulfuros de As y metales pesados a remover. El extractante residual contenido en el ácido fosfórico puede ser separado de dicho ácido por oxidación, obteniéndose finalmente un ácido prácticamente libre de As y metales pesados.

6. La patente US N° 5.245.106 divulga un método para la eliminación de mercurio o As desde un fluido mediante la adición de una masa de un sólido. El sólido consiste de Cu y S parcialmente en la forma de sulfuro de Cu. El fluido a tratar es gas natural.
7. La patente US N° 6.926.878 divulga un método para remover As y compuestos orgánicos en el proceso de producción de agua potable o desde aguas compuestas de azufre tal como sulfuro de manganeso, seguido posteriormente por una etapa de oxidación. Se reivindica que el método puede remover las siguientes sustancias tóxicas del agua: As (arsenito y arseniato), subproductos y precursores de la desinfección de aguas, Cu, Cr(VI), sulfatos y, solventes incluyendo tricloroetileno.
8. La patente US N° 5.603.838, se refiere a un proceso para la remoción de selenio y arsénico desde aguas industriales o aguas para producir agua potable utilizando adsorción sobre óxidos de lantano y aluminio.
9. La patente US N° 6.197.201, considera la precipitación de iones arsenito y arseniato desde agua mediante la adición de cloruro de lantano a varios valores de pH y posterior adición de iones férrico, obteniéndose un precipitado extremadamente estable.

## Anexo B: Tecnologías de Remoción de Arsénico

10. La patente US N° 5.820.966 divulga un proceso para remover arsénico desde soluciones que contienen dióxido de azufre y hierro. El proceso implica primeramente la oxidación con aire el arsénico y también hierro siendo posteriormente la solución tratada neutralizada con cal para producir un precipitado de yeso y de arseniato de hierro. Este coprecipitado es ambientalmente estable.
11. La patente US N° 6.093.328, divulga un proceso para la remoción de arsénico presente en aguas a utilizar, para producir agua potable mediante la utilización de esponja de hierro y azufre elemental y un agente oxidante, típicamente peróxido de hidrógeno. La solución concentrada hierro - azufre oxidada generada se mezcla con el agua a tratar obteniéndose un precipitado que contiene el arsénico adsorbido, retirándose a continuación por sedimentación filtración.
12. La patente US N° 6.132.623, divulga un proceso para tratar aguas subterráneas que contienen arsénico utilizando un sólido consistente en hierro mezclado con arena. Al hacer pasar el agua sobre este sólido en condiciones abióticas y anaerobias, se produce un coprecipitado de hierro - arsénico. La residuales mediante el uso de partículas finas de Fe y azufre en polvo u otros patente anterior es complementada por los mismos autores en la patente norteamericana N° 6.387.276, (Nikolaidis, et al, May 14, 2002), el proceso es similar determinándose que los sólidos generados son arsenopiritas.
13. La patente US N° 6.495.024, divulga un proceso para la eliminación de arsénico contenido en soluciones de electrolisis de cobre que contienen elevadas cantidades de cobre soluble y ácido sulfúrico. En este proceso se reduce el arsénico con dióxido de azufre a temperaturas entre 50 a 105°C, obteniéndose trióxido de arsénico sólido por cristalización al enfriar la solución hasta 30 °C.

## Anexo B: Tecnologías de Remoción de Arsénico

14. La patente chilena 35.031 CL se refiere a un procedimiento para extraer arsénico desde una solución ácida acuosa por extracción líquido líquido con un compuesto organofosfórico con una alta eficiencia y sin precipitación conjunta de cobre.
15. La patente chilena 35.559 CL se refiere a un procedimiento para la remoción e insolubilización de arsénico desde efluentes acuosos con adición de cal, caracterizado porque, a la operación mencionada de precipitación con cal, se añaden:
  - 1) Precipitación con lechada de cal,
  - 2) Precipitación con una solución acuosa que contiene iones de hierro.
  - 3) Envejecimiento de la pulpa resultante, y
  - 4) separación sólido - líquido.
16. La patente chilena 35.025 CL de 1985 se refiere a un procedimiento para la eliminación de arsénico desde ácido sulfúrico de desecho, por precipitación del arsénico en forma de sulfuro, con un agente de sulfuración y separación del arsénico con el empleo concomitante de agentes auxiliares de filtración, de tal modo que se obtiene el ácido exento de peligro para su reutilización.
17. La patente chilena 35.046 CL se refiere a un procedimiento hidrometalúrgico, por vía alcalina, de remoción de arsénico desde polvos de fundición de concentrados de cobre caracterizado porque el arsénico es disuelto por medio de una solución caliente de soda y precipitado por medio de una solución de cal.
18. La patente chilena 35.227CL se refiere a un proceso hidrometalúrgico de remoción de arsénico desde polvos recuperados de fundición de concentrados de cobre caracterizado por comprender en combinación: lavado o lavados con agua para separar valores solubles de cobre y zinc susceptibles de ser recuperados empleo de lixiviación ácida y férrica para solubilizar las impurezas, que una vez removidas del sólido dejan un residuo que contiene

## Anexo B: Tecnologías de Remoción de Arsénico

cobre libre de arsénico susceptible de ser beneficiado en fundición tratamiento en autoclave de la solución restante para precipitar el arsénico con la mencionada etapa de precipitación empleando una solución de ácido sulfúrico y sulfato férrico en caliente.

19. La solicitud de patente chilena N° 2620/2001 se refiere a un procedimiento de estabilización de arsénico por conversión de arseniatos férricos amorfos inestables en escorodita mediante una conversión térmica.
20. La solicitud de patente chilena N° 2455/2001 se refiere a un procedimiento de tratamiento integral para estabilizar efluentes líquidos, residuos sólidos que contienen Arsénico que comprende lixiviación de escorias y oxidación catalítica. Los residuos industriales líquidos generados son sometidos a oxidación catalítica con aire utilizando como catalizador  $\text{SO}_2$ , o soluciones de compuestos que generen dicho reactivo.

## ANEXO C: TECNOLOGÍAS DE REGENERACIÓN

### PROCESO DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA

El proceso de combustión sumergida se utiliza para la concentración de ácidos usados con alto contenido de sal de 60 a 70% de  $H_2SO_4$ . Combustibles líquidos o gaseosos, y un quemador se utilizan para generar gases de 1.500 – 1.600°C que son forzados a atravesar el ácido concentrado en el tubo de inmersión. Los gases de combustión se enfrían por la evaporación adiabática del agua, a la vez que se absorbe este vapor a una velocidad que depende de la presión parcial de éste sobre el ácido. Dependiendo de la concentración del ácido, la temperatura del baño se mantiene en el rango de 120 – 150°C. Los gases de combustión contienen hasta aprox. 60% en volumen de agua. Antes de ser descargados a la atmósfera, estos gases se limpian y se enfrían en un separador de líquidos, una torre de lavado y refrigeración, un precipitador húmedo y, si es necesario, una torre de lavado de dióxido de azufre. (41)

La figura C1 es un diagrama esquemático de un evaporador sumergido de combustión. El recipiente del evaporador es de acero recubierto de plomo, y en la mayoría de los casos de ladrillo alineado. La cámara de combustión se encuentra por encima del vessel, donde el quemador está por debajo de la superficie del ácido. Un tubo circular se coloca alrededor del tubo de inmersión, a través del cual el líquido es forzado por los gases de combustión a ascender. Además de causar la circulación forzada del ácido, también promueve la transferencia de calor y masa entre los gases ácidos y el líquido. El ácido gastado se alimenta continuamente a través de una boquilla, como se muestra en la figura C1. Una mezcla de ácido concentrado y sales precipitadas sale del evaporador a través de un tubo de desbordamiento.

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

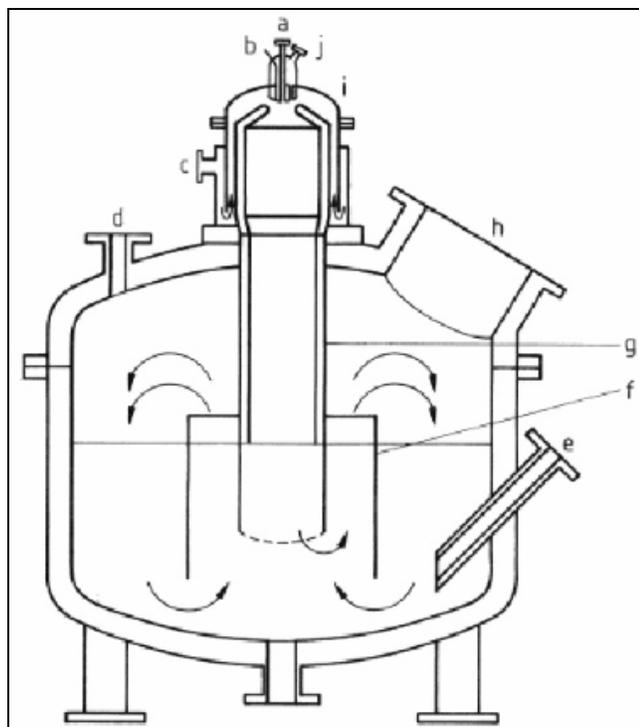


Figura C1 - Evaporador Combustión - Sumergida

- a)Entrada combustible b)Ignición c)Entrada aire d)Entrada ácido e)Salida ácido f)Tubo de circulación de ácido g)Tubo de inmersión h)Vapor de salida i)Cámara de combustión j)Entrada gas

Este sistema de transferencia de calor directamente de los gases de combustión al ácido evita en gran medida las incrustaciones que normalmente se depositan en las superficies de calefacción, especialmente durante la evaporación del ácido gastado cargado de sal. Sin embargo, la alta temperatura de los gases de combustión y la temperatura de la pared del tubo de inmersión imponen exigencias muy altas para los materiales de construcción.

La cámara de combustión con chaqueta es enfriada por aire de combustión que pasa a través de la chaqueta. El tubo de inmersión, de hierro fundido, está protegido en su parte superior por aislante. La parte inferior del tubo de inmersión es enfriado por el ácido. La zona crítica con respecto a la erosión y la corrosión es el exterior de la parte superior del tubo de inmersión sobre el tubo de circulación. Con el tiempo, ésta parte del tubo de inmersión se carcome poco a poco en la parte inferior sumergida, lo que limita la vida útil del tubo hasta aprox. 200 horas de operación.

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

Un evaporador sumergido de combustión es útil, por ejemplo, para la concentración de ácido sulfúrico contaminado con sal que procede de la fabricación de pigmentos de  $\text{TiO}_2$  de una concentración de 2% hasta 65 – 68% de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Cerca de 27  $\text{m}^3/\text{h}$  de ácido gastado con una gravedad específica de 1,3 kg/l se introduce en un recipiente de evaporación con una capacidad de 3  $\text{m}^3$ . A una tasa de evaporación diseñada de 1,95 t/h; 3,1- 3,2 GJ de energía en forma de combustibles fósiles consumidos por tonelada de agua evaporada. Sin embargo, el requisito de calor específico del proceso de evaporación sumergido se puede reducir, por ejemplo, hasta aprox. 1,9 GJ, mediante la utilización del calor de condensación de los vapores para la concentración de ácido gastado en una etapa anterior.

## PROCESO DE RECONCENTRACIÓN VENTURI

El sistema de reconcentración venturi de ácido sulfúrico desarrollado por Lurgi es integrado en una planta de producción de ácido sulfúrico, de tal manera que para hacer uso del calor residual y evitar así el costo de calefacción con vapor o combustibles fósiles. El sistema está diseñado para utilizar el calor sensible de los gases de cola, así como el contenido de calor relativamente bajo de ácido que circula en el sistema de absorción de trióxido de azufre de una planta de producción de ácido. (41)

La característica más significativa del proceso de reconcentración Venturi es que el agua a presión atmosférica se evapora en ácido sulfúrico diluido a una temperatura muy por debajo del punto de ebullición de la solución de ácido. Los gases que pasan a través del sistema Venturi son complementados con vapor de agua en proporción a la presión parcial del vapor del agua del ácido (que es una función de la concentración de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y la temperatura), llevando el agua fuera del sistema de reconcentración para su posterior descarga a la atmósfera. Los sistemas de Venturi han sido utilizados en plantas de depuración de gases, pero no fue hasta la década de 1970 que Lurgi desarrolló los sistemas de Venturi especialmente para la

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

concentración de ácido. Estos, entretanto, han prestado servicios satisfactorios en varias plantas industriales.

La unidad de reconcentración consiste en un lavador venturi en el que se inyecta el ácido en corriente directa con el flujo de gas, seguido por una torre en la que el ácido gastado diluido y el gas interactúan en contracorriente. A pesar de un tiempo de retención corto del gas, el agua se equilibra entre el ácido y el vapor, porque la mezcla que se logra es homogénea en la unidad del venturi. Los gases portadores adquieren una carga de humedad más alta en un sistema de evaporación de dos etapas con dos circuitos de ácido independiente a diferentes concentraciones de  $H_2SO_4$ , que en un sistema con solo una etapa, por lo cual la capacidad de agua evaporada es mayor para el rendimiento del gas. Al mismo tiempo, el contenido de  $H_2SO_4$  (g) en la descarga sigue siendo extremadamente bajo, incluso cuando la concentración del ácido sulfúrico se eleva a más del 70%, debido a la menor concentración del ácido que circula en la segunda etapa de evaporación. Se ha demostrado que en la práctica la reconcentración Venturi también funciona así como depuradores de los gases de escape, reduciendo sustancialmente el contenido de ácido sulfúrico en los gases de las plantas de ácido. La capacidad de reconcentración puede aumentarse mediante la introducción de aire caliente con el exceso de calor de la planta en contacto con los gases de cola de la planta de ácido sulfúrico.

La demanda de temperatura asociada con el calor adecuado para un sistema de reconcentración venturi, que tiene una temperatura de funcionamiento relativamente baja, es bastante compatible con gran cantidad de calor residual disponible en el ácido que circula en el sistema de absorción de trióxido de azufre de una planta de ácido sulfúrico, que, en cualquier caso, se disipa. El sistema de reconcentración venturi es, una manera muy buena de hacer un uso económico del calor residual producido en una planta de ácido sulfúrico. Si la unidad de concentración es completamente integrada en el sistema de calor residual de una planta de ácido, 22 –

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

26 Ton/h de agua se puede evaporar con el calor residual de una planta de ácido de 1.000 t/d.

La figura C2 es un diagrama de un concentrador venturi de dos etapas diseñado para evaporar los residuos de ácido sulfúrico originalmente de 30% de  $H_2SO_4$  hasta que se alcanza una concentración de 70%. Los gases de cola del absorbedor (trióxido de azufre de la planta de ácido a  $80^\circ C$ ) se transmiten directamente al reconcentrador Venturi. El ácido con una concentración de alrededor de 70%, también se calienta a aprox.  $80^\circ C$ , el cual se inyecta en la parte superior de la unidad en corriente paralela con los gases. Una boquilla especial en la salida de la sección del venturi proporciona turbulencia adicional y ayuda en la posterior separación de gases de la fase líquida.

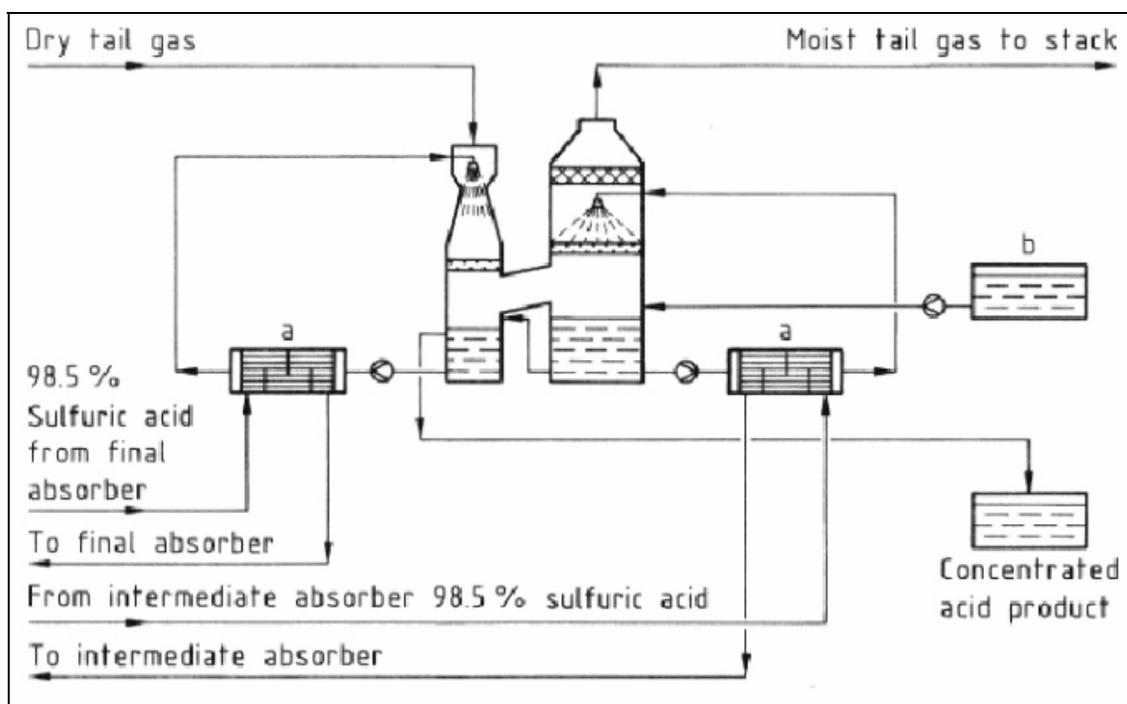


Figura C2 - Sistema de Reconcentración Venturi

De dos etapas utilizando ácido gastado caliente desde planta de ácido sulfúrico de doble absorción. a) Intercambiador de Calor del ácido, b) Tanque de ácido diluido

Los gases que salen de la sección del venturi suelen tener un contenido de agua aprox. de  $20 \text{ g/m}^3$ . Que se introducen en la parte inferior de una torre posterior, por el que se levanta en contracorriente como spray con una concentración de 55% de

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, proveniente del segundo circuito, en donde una vez más se calienta a 80°C. Dentro de la torre, el contenido de agua en los gases aumenta aprox. 80 g/m<sup>3</sup>. Un separador de gotas a la salida de la torre elimina las gotas restantes de los gases, que posteriormente se descargan a la atmósfera mediante una chimenea. La acumulación de ácido en el sumidero de la torre se enfría a 70°C como consecuencia de la evaporación del agua. El ácido concentrado en ambos circuitos se calienta en intercambiadores de calor de haz de tubos de teflón con ácido sulfúrico a 98,5% a 100°C, derivados de los procesos de absorción intermedios y final de la planta de ácido. El ácido diluido que se quiere concentrar, el cual se encuentra alrededor de 30%, se alimenta al pozo de la torre de la segunda etapa. El ácido preconcentrado a partir de la segunda etapa se reconcentra a 70%, el cual se desborda por los colectores de la unidad de venturi para el almacenamiento de productos.

La operación de un sistema de reconcentración es muy sencilla. La velocidad de avance del ácido usado es controlada en relación con la concentración de ácido en el circuito venturi con el fin de mantener la concentración deseada del producto sin medida de control que se requieren. Los reconcentradores venturi están diseñados para una caída de presión de gas de 15 – 20 mBar.

Dado que son relativamente compactos, los reconcentradores venturi son adecuados para adaptar las instalaciones existentes en plantas de ácido sulfúrico. El primero de los sistemas de reconcentración venturi de ácido ha estado en funcionamiento en Sud-Chemie Agat Kelheim en Alemania, desde 1972. Se concentra ácido sulfúrico a un nivel de alrededor de 70% y está asociado a una planta de ácido de doble absorción, diseñada para una capacidad de 200 t/d.

La unidad más grande de reconcentrador venturi se diseñó para un rendimiento de gas de 200.000 m<sup>3</sup>/h, para una planta integrada de 200 t/d con proceso de doble absorción en una fundición de cobre en Arizona, Estados Unidos

## CONCENTRADOR DE TAMBOR QUÍMICO

El proceso de concentrador – tambor químico se desarrolló en la década del 1920. Se utiliza sobre todo para la concentración de ácidos usados en la industria de explosivos. El principio es similar al del método de combustión sumergida. Los gases de combustión procedentes de la combustión de gas o del fuel oil pasan a través de un tubo de inmersión en el ácido que se concentra, que fluye a contracorriente con los gases a través de varios recipientes dispuestos en forma de cascada (figura C3). Los recipientes están hechos de plomo protegidos con un máximo de tres capas de ladrillos a prueba de ácidos. Los tubos de inmersión son fabricados de ferro-silicio.

(41)

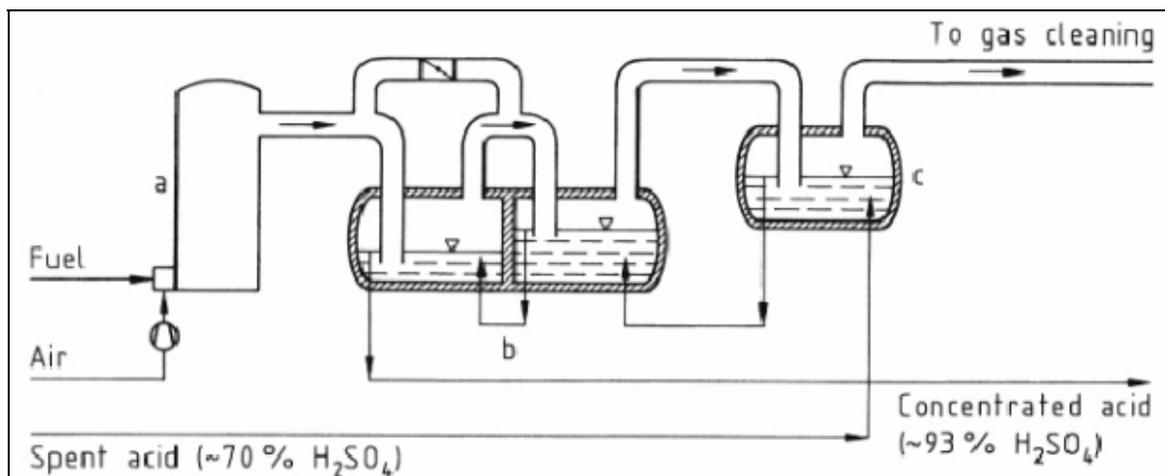


Figura C3 - Concentrador de Tambor Químico

a) Cámara combustión b) Concentrador c) Pre-calentador de ácido/gas enfriamiento

Los gases de combustión entran en el concentrador a 600°C. Debido a que la temperatura de los gases de combustión es relativamente baja, prácticamente no hay descomposición térmica del ácido sulfúrico, por lo que casi no se forma dióxido de azufre.

El concentrador se divide en dos compartimientos que contienen ácido a diferentes concentraciones. En el primer compartimiento, en el que los gases de combustión entran calientes y en el que el ácido concentrado se descarga; la concentración del ácido se mantiene entre 93 – 94%. El gas pasa entonces a la segunda cámara a una

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

temperatura de 250 - 260°C. Una parte de la corriente caliente de gases de combustión puede ser introducida directamente en la segunda cámara con el fin de controlar la concentración de ácido. Los gases de combustión que salen de la segunda cámara a 180 – 200°C se enfrían a 130 – 150°C en el segundo recipiente. El ácido alimentado (por lo general a una concentración de 70%) se introduce en esta sección.

El proceso es adecuado para la concentración de volúmenes relativamente grandes de ácido. Plantas de un solo tren han sido diseñadas para capacidades de hasta 18 Ton/h para productos con una concentración de 93 – 94%.

### **PROCESO DE CONCENTRACIÓN POR CALEFACCIÓN INDIRECTA (Proceso de Pauling – Plinke)**

Este proceso fue desarrollado por Pauling a partir de 1915 y en la actualidad el equipo es construido por Plinke. Se utiliza para concentrar ácido sulfúrico a 95 – 98%. (41)

El ácido a concentrar se lleva a un recipiente de hierro fundido (crisol de Pauling) suspendido en un horno. Éste está coronado por una columna de destilación (en la mayoría de los casos una columna de burbujeo) de hierro silicato, como se aprecia en la figura C4. El recipiente se construye con un volumen útil de hasta 12 m<sup>3</sup>, en donde se incluye un área de mezclado de 3 m<sup>3</sup> (también de hierro silicato)

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

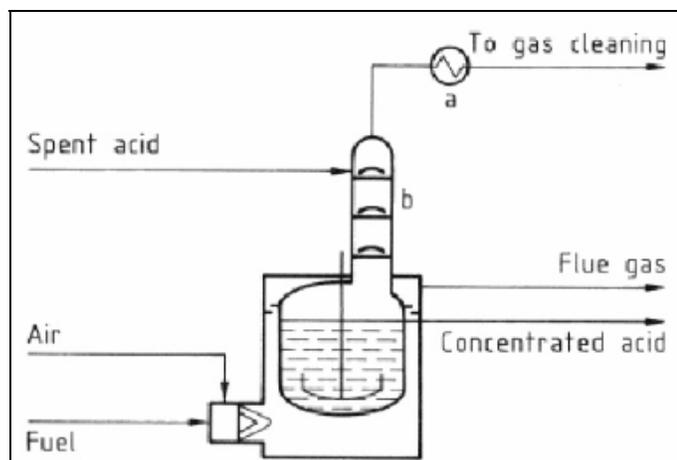


Figura C4 - Proceso de Pauling – Plinke  
a) Condensador b) Columna de Stripping

El ácido gastado (aprox. 70%  $H_2SO_4$ ) se alimenta a una columna en la parte superior y fluye hacia abajo en contracorriente con los vapores de escape. El ácido entrante se concentra a entre 82 – 85%  $H_2SO_4$  por calor y la transferencia de masa con los vapores, al mismo tiempo, el ácido sulfúrico presente en los vapores se condensa casi por completo. Si el ácido gastado tiene un contenido mayor a 70%  $H_2SO_4$ , éste es admitido en una bandeja inferior de la columna.

La concentración de ácido sulfúrico en el propio recipiente debería mantenerse por encima del 80%. En la mayoría de los casos, la concentración del ácido en ebullición se mantiene por encima del 95% (correspondiente a una temperatura de ebullición aprox. de 300°C). En estas condiciones, la corrosión es importante considerando que al año se corroen entre 8 a 10 mm. El tiempo de vida útil de estos recipientes es de 3 a 5 años, mediante la construcción de paredes suficientemente gruesas.

El ácido se calienta indirectamente por los gases de combustión pasan alrededor del recipiente. Estos casos de combustión, generados por la quema de combustible (petróleo o gas), el cual entra en la cavidad del horno a 800 – 1.000°C. La carga media de calentamiento de la superficie del recipiente es de aprox. 144.000 KJ/m<sup>2</sup>h. La alta temperatura de gases de combustión significa que el material de la pared del recipiente está sujeto a cargas pesadas.

### Anexo C: Tecnologías de Regeneración

Los gases de combustión que salen del horno pueden ser utilizados para precalentar aire de combustión a aprox. 200°C. Parte de la corriente de gases de combustión se enfrían a 200 – 250°C y se reciclan a la cavidad del horno. Tal precalentamiento del aire de combustión y la recirculación de gases de combustión aumentan la eficiencia del horno a 80 – 83%.

El ácido sulfúrico caliente se extrae continuamente del horno, el cual se enfría indirectamente con agua de enfriamiento, donde la mayoría de las impurezas inorgánicas disueltas se precipitan. Las impurezas orgánicas en la alimentación del ácido se descomponen por la oxidación en el evaporador, ya sea por la alta temperatura o si es necesario mediante la adición de ácido nítrico.

Los vapores de la parte superior de la columna se descargan a una temperatura aprox. de 130°C, los cuales contienen 1% de vapor de ácido sulfúrico, así como también en algunos casos dióxido de azufre, óxido nítrico, las sustancias orgánicas y los gases inertes. El vapor de agua se separa en un condensador, mientras que los componentes no condensables pasan a un sistema de limpiezas de residuos de gases.

Todos los procesos de concentración que emplean el calentamiento indirecto, incluyendo el proceso de Pauling – Plinke, sufren el inconveniente de la calefacción superficial, ya que están propensos a que precipiten impurezas del ácido gastado. Para ello se requiere la comprobación frecuente e implica altos costos de mantenimiento.

En el proceso de Pauling – Plinke, la relación de calentamiento de la superficie a volumen de depósito, y la relación entre la tasa posible de transferencia de calor a la tasa de producción de ácido, es relativamente baja. Debido a la limitación de evaporación de una sola unidad, por lo cual, se requiere de varias unidades en paralelo. Por lo general, 0,6 – 1,2 t/h de agua se puede evaporar por horno.

## **PROCESO BAYER - BERTRAMS**

Este proceso es aplicable a presión atmosférica y hasta aproximadamente 5 bares. El portador de calor es una sal que se derrite (nitrate / nitrate) la cual es calentada indirectamente por gases de un horno separado. (42)

La versión moderna del proceso usa tubos de boro-silicatos o cristal puro de cuarzo con un diámetro de 150 – 400mm. El ácido gastado es alimentado a una columna de stripping en una concentración del 65 a 85% de ácido sulfúrico y es descompuesto casi completamente, añadiendo un oxidante si es necesario.

Una ventaja especial del proceso de concentración de película descendente es el favorable aumento de temperatura de la superficie del volumen de ácido. Al conectar un número grande de tubos en paralelo, se logra una capacidad de evaporación comparable a la de una unidad Pauling – Plinke. Una planta de evaporación de película descendente compuesta de 12 tubos, tiene una capacidad de 1 ton/h de ácido sulfúrico al 96 – 97% comenzando desde 65 a 70%, con una tasa de evaporación de agua por tubo de 50 Kg/h.

## **CONCENTRACIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO (PROCESO BERTRAMS CHEMICAL) (43)**

Corresponde a diversos procesos para concentrar ácido sulfúrico hasta 96 – 97%, estos procesos corresponden a pre-concentraciones (ácido sulfúrico de 10 a 85%), alta concentración (ácido sulfúrico de 75 a 96 – 97%), purificación por la oxidación de las impurezas orgánicas y offgas tratamiento para eliminar NOx. Nos abocaremos a los dos primeros procesos, como se aprecia en la figura C5, los cuales presentan las siguientes características.

## Anexo C: Tecnologías de Regeneración

### Pre-concentración de los sistemas

- Rango de concentración de 10 a 85% de ácido sulfúrico.
- El proceso de evaporación se realiza a presión atmosférica y de vacío.
- Consta de una o varias etapas.
- Se utiliza vapor como medio de calentamiento.
- Los evaporadores tipo utilizados son el de película horizontal y circulación forzada.
- Bajo consumo de energía por diseño de efectos múltiples.

### Sistemas de alta concentración.

- Rango de concentración de 75 a 96 - 97% de ácido sulfúrico
- El proceso de evaporación se realiza a vacío
- Se utiliza vapor y fluido térmico como medio de calentamiento
- Los evaporadores utilizados son el de película horizontal o de circulación forzada de tantalio para concentraciones de ácido finales de mínimo 93%
- Se evita la suciedad debido al revestimiento de vidrio que presenta.

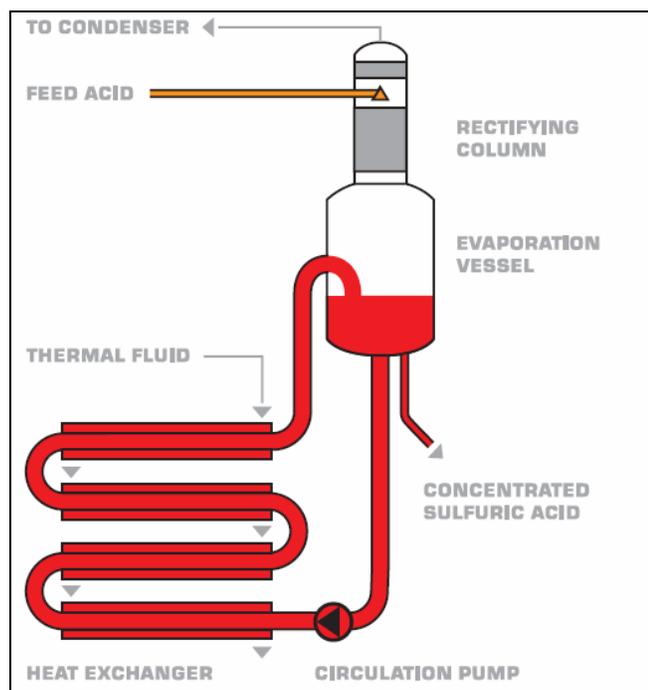


Figura C5 - Proceso Bertrams Chemical

## PROCESO CORNING - EIVS

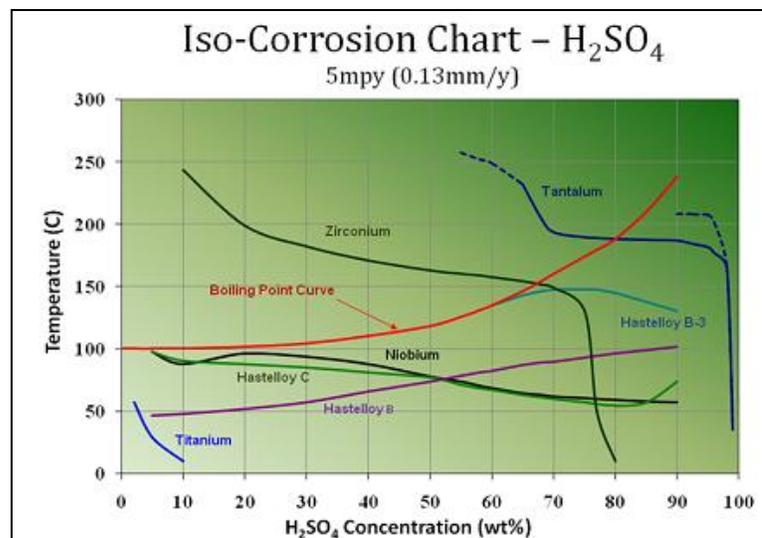
Este proceso está basado en evaporadores horizontales. El ácido gastado fluye continuamente por el recipiente horizontal cilíndrico hecho de cristal de boro-silicato. Deflectores PTFE son usados para prevenir mezclamientos. El ácido es calentado indirectamente con vapor a 15 bares, que es pasado a través de tubos internos de tantalio. La temperatura de funcionamiento de los evaporadores es limitada a un máximo de 180 °C para disminuir la corrosión. (44)

El ácido gastado puede ser concentrado del 65 al 88%  $H_2SO_4$  de ácido sulfúrico en una sola etapa que funciona en una presión absoluta de 93mBar. Para la concentración de triple efecto al 95%  $H_2SO_4$ , las presiones en las etapas individuales son 133, 40, y 13 mbar. El consumo de vapor, es 2 toneladas de vapor por tonelada de agua evaporada, correspondiente a 4GJ por tonelada de agua.

## ANEXO D: SELECCIÓN DE MATERIALES

La selección de materiales para el manejo de ácido sulfúrico exige una comprensión clara del comportamiento de este ácido, como agente corrosivo y los problemas particulares respecto a concentraciones del ácido, presencia y concentraciones de otros iones, contaminantes, temperatura de operación, velocidad de flujo y presencia de sólidos en suspensión.

Por lo cual no existe un material único adecuado para todas las posibles situaciones, es por ello que para seleccionar que material es el más adecuado, se realizará un análisis del comportamiento de estos en ácido sulfúrico, a través de las cartas de isocorrosión respectivas, como se aprecia en la figura D1.



Fuente: Tantaline (45)

Figura D1 – Tabla de Isocorrosión Acido Sulfúrico

El ácido sulfúrico en concentraciones bajo 85% a temperatura ambiente y bajo 65% a temperaturas alta (66°C), tiene carácter reductor. Mientras que sobre estos valores de concentración, presente un carácter oxidante. Pero la sola presencia de otras especies disueltas en el ácido (oxígeno, Fe<sup>+3</sup>, Cu<sup>+2</sup>, Cl<sup>-</sup>) pueden cambiar este carácter (46).

## Anexo D: Selección de Materiales

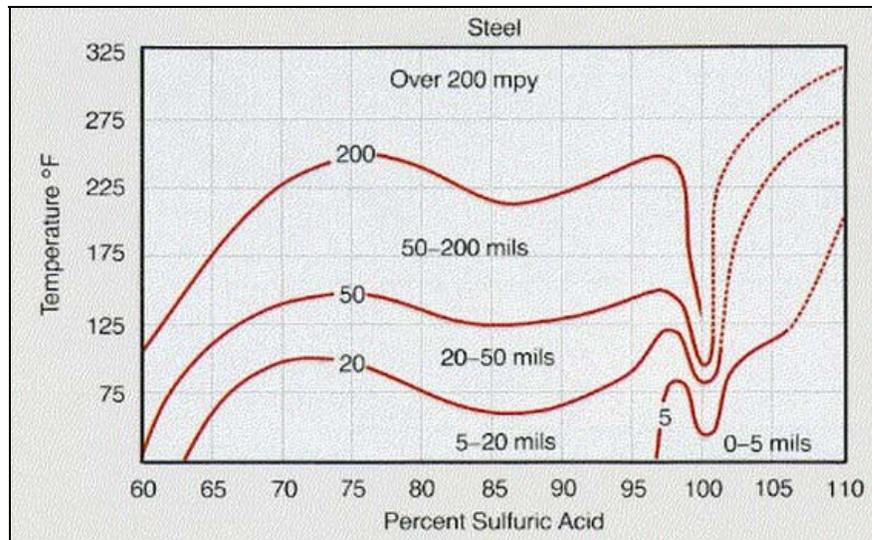
Los elementos de aleaciones principales en los aceros inoxidable y Alloys: Cr, Ni, Mo, W, determinan su resistencia a la corrosión. El cromo es responsable del carácter inoxidable de los aceros, al formar una capa pasiva de óxido de cromo. Un ambiente reductor tiende a destruir (disolver) esta capa pasiva, dejando el metal base expuesto a la corrosión.

En ambiente oxidante, la capa pasiva se engrosa, protegiendo al material. A mayor contenido de cromo, en el acero, mayor es la resistencia a la corrosión en medio oxidante. El molibdeno y el tungsteno, confieren al acero, una resistencia a la corrosión en medios reductores. Estabilizan la capa pasiva de óxido de cromo, contrarrestando al medio reductor. A mayor contenido de molibdeno y tungsteno, mayor es la resistencia a la corrosión en medio reductor.

El acero al carbono es utilizado en variadas operaciones industriales en las cuales se utiliza el ácido sulfúrico en concentraciones mayores a 70%, como se aprecia en la figura D2 (47).

En la figura se aprecia que a condiciones de temperatura ambiente la resistencia es satisfactoria, pero a las condiciones en las cuales se trabajará el ácido en las circunstancias de esta planta, es decir, temperaturas por sobre los 25°C (77°F), no es recomendable utilizar acero dentro de las operaciones considerando que sobre esta temperatura la corrosión es de 20-50 mils.

## Anexo D: Selección de Materiales



Fuente: Sulphuric acid on the web™

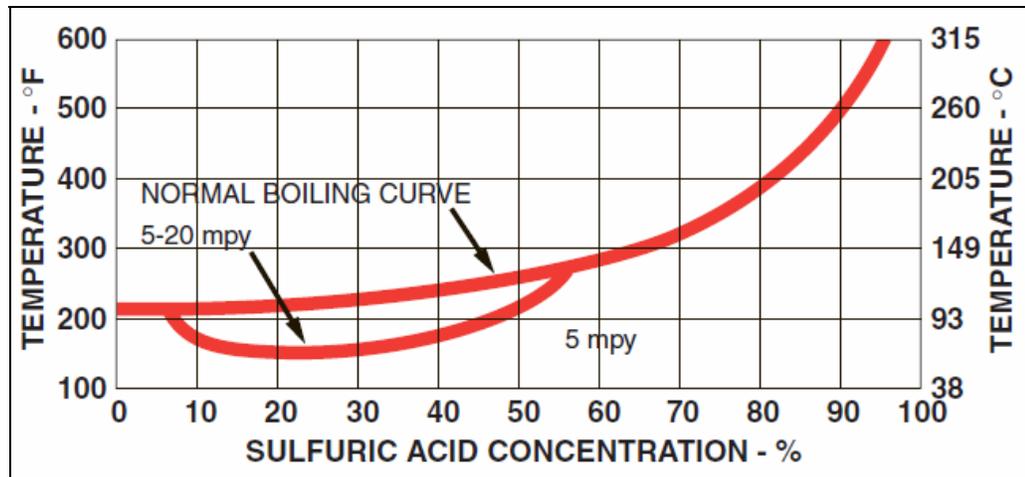
Figura D2 – Tabla de Isocorrosión Acero

Otra aleación utilizada en la industria es el plomo químico, mostrando buenos resultados hasta una concentración alrededor de 70% de ácido sulfúrico. Para las aplicaciones en donde se trabaja hasta el 100% de ácido, se utiliza conjuntamente plomo y acero, ya que en rangos de concentración de ácido sulfúrico de 0 a 70%, el plomo no es corroído y desde 70 a 100% el plomo se corroe pero el acero no.

La corrosión del plomo químico ocurre a elevados niveles de concentración de ácido y a altas temperaturas, ya que la superficie de sulfatos de plomo, que corresponden a la capa protectora pasiva, se hace soluble a esas condiciones. Muchas otras aleaciones son utilizadas industrialmente para el ácido sulfúrico (48), destacándose el Durimet 20 (D-20), aleaciones altas de Ni, Mo (C - 2), aleaciones altas en Ni, Mo, Cr (C-3), Duriron y Durichlor 51M.

Estos dos últimos presentan muy buena resistencia en todo el rango de concentraciones de ácido sulfúrico a diversas temperaturas, incluyendo el punto de ebullición normal. Este alto grado de resistencia es insuperable en comparación con otros metales y aleaciones disponibles en el mercado, lo cual se puede apreciar en la figura D3. Este diagrama representa la resistencia de Duriron para cualquier concentración de ácido en función de la temperatura (49).

## Anexo D: Selección de Materiales



Fuente: Flowserve

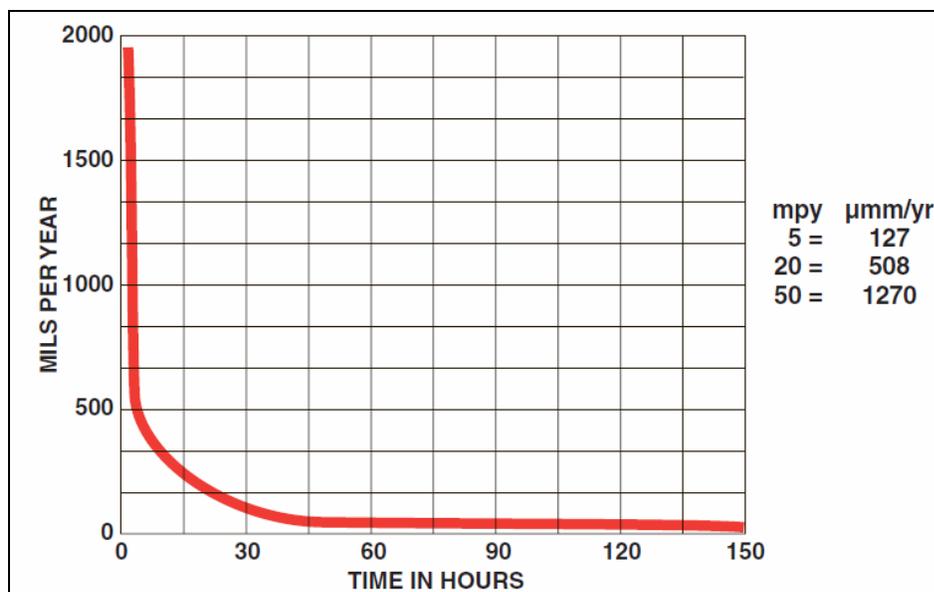
Figura D3 – Tabla de Isocorrosión Duriron

Considerando las condiciones en las cuales se va a trabajar esta resistencia se puede denominar “excelente” para la mayoría de las condiciones, ya que la velocidad de corrosión es inferior a 5 mpy. Esto es principalmente para concentraciones altas (mayores a 60%) donde las tasas de corrosión son nulas, incluso a temperatura de ebullición. Es en el rango de concentraciones intermedia en donde se encuentran las tasas más altas de corrosión, pero a pesar de estas altas tasas de corrosión, la resistencia del Duriron todavía se considera buena para equipos de plantas químicas. El mayor ataque se produce a concentraciones de ácido sulfúrico del 30%, donde la tasa es de 20 mpy.

El Duriron y el Durichlor 51M son rápidamente atacados a las concentraciones de ácido sulfúrico sobre el 100% (óleum o ácido fumante), por lo cual no se debe utilizar para este tipo de servicios.

Es importante tener en cuenta que la resistencia a la corrosión del Duriron y el Durichlor 51M mejora con el tiempo después de las etapas iniciales de exposición. Inicialmente, la aleación se corroe a una velocidad muy rápida, tiempo durante el cual una película resistente se está formando. Después de aproximadamente 48 hrs., una tasa de corrosión baja se mantiene constante, lo cual no varía incluso en condiciones extremas. Esto se puede apreciar en la figura D3.

## Anexo D: Selección de Materiales



Fuente: Flowserve

Figura D4 – Efecto del tiempo en la razón de corrosión del Duriron

Es por esto que el material que presenta las mejores condiciones y características en contacto con ácido sulfúrico es el Duriron al presentar la menor tasa de corrosión anual con respecto a otros materiales. Por lo cual será el material utilizado en todos los equipos que se encuentren en contacto con ácido sulfúrico.

## ANEXO E: FIGURAS

| Tamaño nominal del tubo, IPS plg | DE, plg     | Cédula No. | DI, plg      | Área de flujo por tubo, plg <sup>2</sup> | Superficie por pie lineal, pies <sup>2</sup> /pie |              | Peso por pie lineal, lb de acero |
|----------------------------------|-------------|------------|--------------|--|---|--------------|----------------------------------|
|                                  |             |            |              |  | Exterior  | Interior †   |                                  |
| 1/8                              | 0.405       | 40*        | 0.269        | 0.058                                    | 0.106   | 0.070        | 0.25                             |
|                                  |             | 80†        | 0.215        | 0.036                                    |   | 0.056        | 0.32                             |
| 1/4                              | 0.540       | 40*        | 0.364        | 0.104                                    | 0.141   | 0.095        | 0.43                             |
|                                  |             | 80†        | 0.302        | 0.072                                    |   | 0.079        | 0.54                             |
| 3/8                              | 0.675       | 40*        | 0.493        | 0.192                                    | 0.177   | 0.129        | 0.57                             |
|                                  |             | 80†        | 0.423        | 0.141                                    |   | <b>0.111</b> | 0.74                             |
| 1/2                              | 0.840       | 40*        | 0.622        | 0.304                                    | 0.220   | 0.163        | 0.85                             |
|                                  |             | 80†        | 0.546        | 0.235                                    |   | 0.143        | 1.09                             |
| 3/4                              | 1.05        | 40*        | 0.824        | 0.534                                    | 0.275   | 0.216        | 1.13                             |
|                                  |             | 80†        | 0.742        | 0.432                                    |   | 0.194        | 1.48                             |
| 1                                | 1.32        | 40*        | 1.049        | 0.864                                    | 0.344   | 0.274        | 1.68                             |
|                                  |             | 80†        | 0.957        | 0.718                                    |   | 0.250        | <b>2.17</b>                      |
| 1 1/4                            | 1.66        | 40*        | 1.380        | 1.50                                     | 0.435   | 0.362        | 2.28                             |
|                                  |             | 80†        | 1.278        | 1.28                                     |   | 0.335        | <b>3.00</b>                      |
| 1 1/2                            | <b>1.90</b> | 40*        | 1.610        | 2.04                                     | 0.498   | 0.422        | 2.72                             |
|                                  |             | 80†        | 1.500        | 1.76                                     |   | 0.393        | 3.64                             |
| 2                                | 2.38        | 40*        | 2.067        | 3.35                                     | 0.622   | 0.542        | 3.66                             |
|                                  |             | 80†        | 1.939        | 2.95                                     |   | 0.508        | 5.03                             |
| 2 1/2                            | 2.38        | 40*        | 2.469        | 4.79                                     | 0.753   | 0.647        | 5.80                             |
|                                  |             | 80†        | 2.323        | 4.23                                     |   | 0.609        | 7.67                             |
| 3                                | 3.50        | 40*        | 3.068        | 7.38                                     | <b>0.917</b>                                      | <b>0.804</b> | 7.58                             |
|                                  |             | 80†        | 2.900        | 6.61                                     |   | 0.760        | 10.3                             |
| 4                                | 4.50        | 40*        | 4.026        | 12.7                                     | 1.178   | <b>1.055</b> | <b>10.8</b>                      |
|                                  |             | 80†        | 3.826        | 11.5                                     |   | <b>1.002</b> | <b>15.0</b>                      |
| 6                                | 6.625       | 40*        | 6.065        | 28.9                                     | 1.734   | 1.590        | 19.0                             |
|                                  |             | 80†        | 5.761        | 26.1                                     |   | 1.510        | 28.6                             |
| 8                                | 8.625       | 40*        | 7.981        | 50.0                                     | 2.258   | 2.090        | 28.6                             |
|                                  |             | 80†        | 7.625        | 45.7                                     |   | <b>2.000</b> | 43.4                             |
| 10                               | -0.75       | 40*        | 10.02        | <b>78.8</b>                              | 2.814   | 2.62         | 40.5                             |
|                                  |             | 60         | 9.75         | <b>74.6</b>                              |   | 2.55         | 54.8                             |
| 12                               | <b>2.75</b> | 30         | <b>12.09</b> | 115                                      | 3.338   | 3.17         | 43.8                             |
| 14                               | <b>4.0</b>  | 30         | <b>13.25</b> | 138                                      | 3.665   | 3.47         | 54.6                             |
| 16                               | 6.0         | 30         | <b>15.25</b> | 183                                      | 4.189   | 4.00         | 62.6                             |
| 18                               | 8.0         | 20‡        | 17.25        | 234                                      | 4.712   | 4.52         | <b>72.7</b>                      |
| 20                               | ro.0        | 20         | 19.25        | 291                                      | 5.236   | 5.05         | <b>78.6</b>                      |
| 22                               | 12.0        | 20‡        | 21.25        | 355                                      | 5.747   | <b>5.56</b>  | <b>84.0</b>                      |
| 24                               | 14.0        | 20         | <b>23.25</b> | 425                                      | 6.283   | <b>6.09</b>  | <b>94.7</b>                      |

\*Comúnmente conocido como estándar.  
†Comúnmente conocido como extragrueso.  
‡Aproximadamente.

Fuente: Kern, Donald (21)

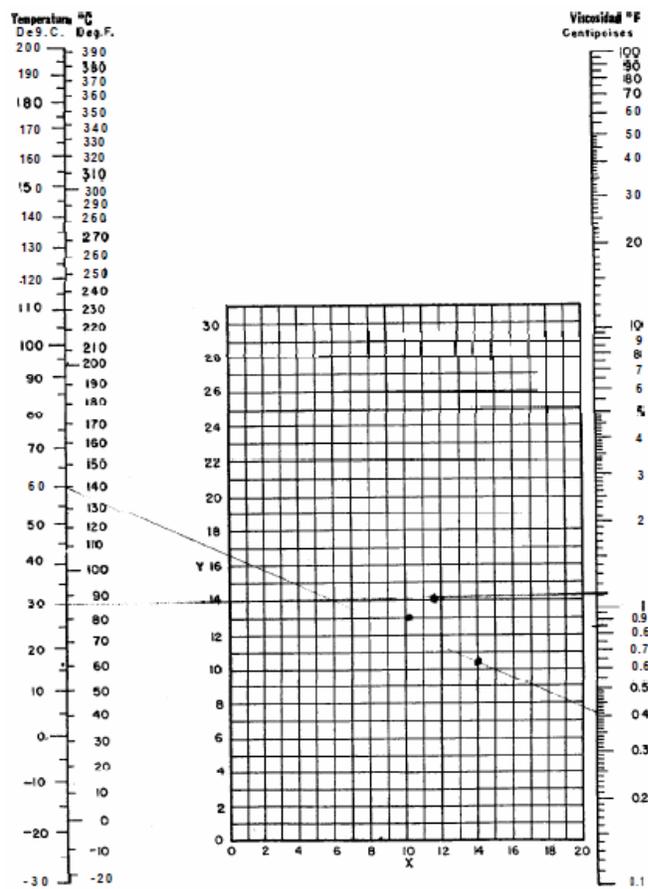
Figura E1 - Dimensionamiento de Tubería de Acero (IPS)

| Tubo<br>DE, plg | BWG   | Espesor<br>de la<br>pared, | DI, plg | Area<br>de flujo<br>por tubo,<br>plg <sup>2</sup> | Superficie por pie<br>lin. pies <sup>2</sup> |          | Peso por<br>pie lineal,<br>lb, de<br>acero |
|-----------------|-------|----------------------------|---------|---|--|----------|--|
|                 |       |                            |         |   | Exterior                                     | Interior |  |
| 1/4             | 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                                      |
| 3/4             | 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                                     |
| 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  |          |  |
| 1 1/4           | 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  |          |  |
| 1 3/4           | 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  |          |  |

Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E2 – Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor

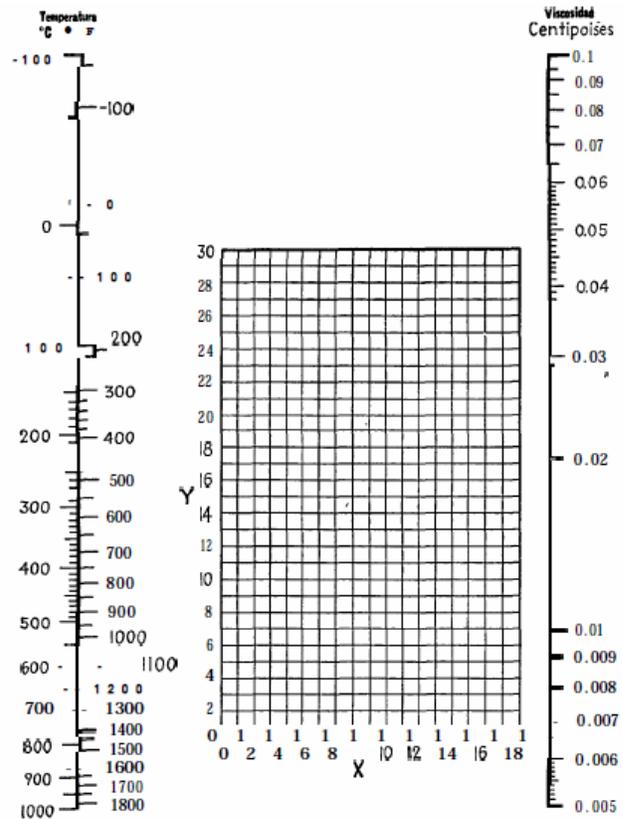
| VISCOSIDADES DE LIQUIDOS* |      |      |                                |      |       |
|---------------------------|------|------|--------------------------------|------|-------|
| Líquido                   | X    | Y    | Líquido                        | X    | Y     |
| Acetaldehído              | 15.2 | 4.8  | Cloruro Estánico               | 13.5 | 12.8  |
| Acetato de Amilo          | 11.8 | 12.5 | Cresol, meta                   | 2.5  | 90.8  |
| Acetato de Butilo         | 12.3 | 11.0 | Dibromoetano                   | 12.7 | 115.8 |
| Acetato de Etilo          | 13.7 | 9.1  | Dicloroetano                   | 13.2 | 12.2  |
| Acetato de Metilo         | 14.2 | 8.2  | Diclorometano                  | 14.6 | 8.9   |
| Acetona 100%              | 14.0 | 8.8  | Difenilo                       | 12.0 | 18.3  |
| Acetona 35 %              | 7.9  | 15.0 | Eter Etilico                   | 14.3 | 5.3   |
| Agua                      | 10.2 | 13.0 | Etilbenceno                    | 13.2 | 11.9  |
| Acido Acético 100%        | 12.1 | 14.2 | Etilenglicol                   | 6.9  | 20.8  |
| Acido Acético 70%         | 9.5  | 17.0 | Fenol                          | 14.2 | 8.4   |
| Acido Butírico            | 12.1 | 15.3 | Formiato de Etilo              | 14.4 | 9.0   |
| Acido Clorosulfónico      | 11.2 | 18.1 | Freon 11                       | 16.8 | 5.8   |
| Acido Formico             | 10.7 | 15.8 | Freon 12                       | 15.7 | 7.5   |
| Acido Isobutírico         | 12.2 | 14.4 | Freon 21                       | 17.2 | 4.7   |
| Acido Nítrico 95%         | 12.8 | 13.8 | Freon 22                       | 12.5 | 11.4  |
| Acido Nítrico 60%         | 10.8 | 17.0 | Freon 114                      | 14.6 | 8.3   |
| Acido Propiónico          | 12.8 | 13.8 | Glicerina 100%                 | 2.0  | 30.0  |
| Acido Sulfúrico 110%      | 7.2  | 27.4 | Glicerina 50%                  | 6.9  | 19.6  |
| Acido Sulfúrico 98%       | 7.0  | 24.8 | Heptano                        | 14.1 | 8.4   |
| Acido Sulfúrico 60%       | 10.2 | 21.3 | Hexano                         | 14.7 | 7.0   |
| Alcohol Alílico           | 10.2 | 14.3 | Hidroxido de Sodio 50%         | 3.2  | 95.8  |
| Alcohol Amílico           | 7.5  | 18.4 | Yoduro de Etilo                | 14.7 | 10.3  |
| Alcohol Butilico          | 8.6  | 17.2 | Yoduro de Propilo              | 14.1 | 11.6  |
| Alcohol Etilico 100%      | 10.5 | 13.8 | Isobutano                      | 14.5 | 3.7   |
| Alcohol Etilico 95%       | 9.8  | 14.3 | Mercurio                       | 18.4 | 16.4  |
| Alcohol Etilico 40%       | 6.5  | 16.6 | Metanol 100%                   | 12.4 | 10.5  |
| Acido Clorhídrico 31.5%   | 13.0 | 16.6 | Metanol 90%                    | 12.3 | 11.8  |
| Alcohol Isobutílico       | 7.1  | 18.0 | Metanol 40%                    | 7.8  | 15.5  |
| Alcohol Isopropílico      | 8.2  | 16.0 | Metilacetona                   | 13.9 | 8.6   |
| Alcohol Octílico          | 6.2  | 21.1 | Naftaleno                      | 7.9  | 18.1  |
| Alcohol Propílico         | 9.1  | 16.5 | Nitrobenceno                   | 10.6 | 116.2 |
| Amoníaco 100%             | 12.6 | 2.0  | Nitrotolueno                   | 11.0 | 17.0  |
| Amoníaco 26 %             | 10.1 | 13.9 | Octano                         | 13.7 | 10.0  |
| Anhidrido Acético         | 12.7 | 12.8 | Oxalato de Dietilo             | 11.0 | 16.4  |
| Anilina                   | 8.1  | 18.7 | Oxalato de Dimetilo            | 12.3 | 15.8  |
| Asesol                    | 12.3 | 13.5 | Oxalato de Dipropilo           | 10.3 | 17.7  |
| Benceno                   | 12.5 | 10.9 | Pentacloroetano                | 14.9 | 5.2   |
| Bóxido de Azufre          | 15.2 | 7.1  | Pentano                        | 15.3 | 1.0   |
| Bóxido de Carbono         | 11.6 | 0.3  | Salmuera CaCl <sub>2</sub> 25% | 6.6  | 15.9  |
| Bisulfuro de Carbono      | 16.1 | 7.5  | Salmuera NaCl 25%              | 10.2 | 16.6  |
| Etano                     | 14.2 | 13.2 | Sabón                          | 16.4 | 13.9  |
| Bromotolueno              | 20.0 | 15.9 | Tetracloroetano                | 11.9 | 15.7  |
| Bromuro de Etilo          | 14.5 | 8.1  | Tetracloroetileno              | 14.2 | 12.7  |
| Bromuro de Propilo        | 14.5 | 9.6  | Tetracloruro de Carbono        | 12.7 | 13.1  |
| n-Butano                  | 15.3 | 3.3  | Tetracloruro de Titanio        | 14.4 | 12.3  |
| Ciclohexanol              | 2.9  | 24.3 | Tribromuro de Fósforo          | 13.8 | 16.7  |
| Clorobenceno              | 12.3 | 12.4 | Tricloruro de Arsénico         | 13.9 | 14.5  |
| Clorofoma                 | 14.4 | 10.2 | Tricloruro de Fósforo          | 16.2 | 16.9  |
| Clorotolueno, orto        | 13.0 | 13.3 | Tricloroetileno                | 14.8 | 10.5  |
| Clorotolueno, meta        | 13.3 | 12.5 | Tolueno                        | 13.7 | 10.4  |
| Clorotolueno, para        | 13.3 | 12.5 | Turpentina                     | 11.5 | 14.9  |
| Cloruro de Etilo          | 14.8 | 6.0  | Xileno, orto                   | 13.5 | 12.1  |
| Cloruro de Metilo         | 15.0 | 3.8  | Xileno, meta                   | 13.9 | 12.1  |
| Cloruro de Propilo        | 14.4 | 7.5  | Xileno, para                   | 13.9 | 10.9  |
| Cloruro de Sulfurilo      | 15.2 | 12.1 |                                |      |       |



Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E3 - Viscosidades de Líquidos

| Gas                               | X    | Y     |
|-----------------------------------|------|-------|
| Acetato de Etilo                  | 8.5  | 13.2  |
| Acetona                           | 8.9  | 13.0  |
| Acetileno                         | 9.8  | 14.9  |
| Acido Acético                     | 7.7  | 14.3  |
| Agua                              | 8.0  | 16.0  |
| Aire                              | 11.0 | 20.0  |
| Alcohol Etilico                   | 9.2  | 14.2  |
| Alcohol Metilico                  | 8.5  | 15.6  |
| Alcohol Propilico                 | 8.4  | 13.4  |
| Amoniaco                          | 8.4  | 16.0  |
| Argón                             | 10.5 | 22.4  |
| Benceno                           | 8.15 | 13.2  |
| Bromo                             | 8.9  | 19.2  |
| Buteno                            | 9.12 | 13.7  |
| Butileno                          | 8.9  | 13.0  |
| Bióxido de Azufre                 | 9.6  | 17.0  |
| Bióxido de Carbono                | 9.5  | 18.7  |
| Bisulfuro de Carbono              | 8.0  | 16.0  |
| Bromuro de Hidrógeno              | 8.8  | 20.9  |
| Cianógeno                         | 9.2  | 15.2  |
| Ciclobexano                       | 9.3  | 12.0  |
| Cianuro de Hidrógeno              | 9.3  | 14.9  |
| Cloro                             | 9.0  | 18.4  |
| Cloroformo                        | 8.9  | 15.7  |
| Cloruro de Etilo                  | 8.15 | 15.6  |
| Cloruro de Hidrógeno              | 8.8  | 18.7  |
| Cloruro de Nitrosilo              | 8.0  | 17.6  |
| Etano                             | 9.11 | 14.5  |
| Eter Etilico                      | 8.9  | 13.0  |
| Etileno                           | 9.5  | 15.1  |
| Flúor                             | 7.31 | 123.8 |
| Freon 11                          | 10.6 | 15.1  |
| Freon 12                          | 11.1 | 16.0  |
| Freon 21                          | 10.8 | 15.3  |
| Freon 22                          | 10.1 | 17.0  |
| Freon 113                         | 11.3 | 14.0  |
| Helio                             | 10.9 | 120.5 |
| Hexano                            | 8.6  | 111.8 |
| Hidrógeno                         | 11.2 | 112.4 |
| 3H <sub>2</sub> + 1N <sub>2</sub> | 11.2 | 117.2 |
| Yodo                              | 9.0  | 18.4  |
| Yoduro de Hidrógeno               | 9.0  | 21.3  |
| Mercurio                          | 5.3  | 22.9  |
| Metano                            | 9.9  | 15.5  |
| Monóxido de Carbono               | 11.0 | 20.0  |
| Nitrógeno                         | 10.6 | 20.0  |
| Oxido Nítrico                     | 10.9 | 210.5 |
| Oxido Nitroso                     | 8.8  | 19.0  |
| Oxígeno                           | 11.0 | 211.3 |
| Pentano                           | 7.0  | 12.8  |
| Propano                           | 9.7  | 12.9  |
| Propileno                         | 9.0  | 13.8  |
| Sulfuro de Hidrógeno              | 8.6  | 18.0  |
| Tolueno                           | 8.6  | 12.4  |
| 2, 3, 3-Trimetilbutano            | 9.5  | 10.5  |



Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E4 - Viscosidades de gases

| TABLA 4. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE LIQUIDOS |       |        |                                  |     |       |
|---|-------|--------|----------------------------------|-----|-------|
| $k = \frac{1}{(h)(pie^2)} (°F/pie)$           |       |        |                                  |     |       |
| Liquido                                       | °F    | k      | Liquido                          | °F  | k     |
| Accites                                       |       |        | Bromobenceno                     | 86  | 0.074 |
| Ricino  | 68    | 0.104  | Dióxido de azufre                | 212 | 0.070 |
| Oliva   | 68    | 0.097  |                                  | 5   | 0.100 |
| Acetato de etilo                              | 68    | 0.101  | Bisulfuro de carbono             | 86  | 0.111 |
| Alcohol 100%                                  | 68    | 0.105  | Tetracloruro                     | 86  | 0.093 |
| 80%   | 68    | 0.137  |                                  | 167 | 0.088 |
| 60%   | 68    | 0.176  | Cloruro de calcio, salmuera 30%  | 32  | 0.107 |
| 40%   | 68    | 0.224  |                                  | 154 | 0.094 |
| 20%   | 68    | 0.281  | Cloruro de sodio, salmuera 15%   | 86  | 0.32  |
| 100%  | 122   | 0.067  | Cloruro de sodio, salmuera 25.0% | 86  | 0.34  |
| Benceno                                       | 86    | 0.086  |                                  | 86  | 0.34  |
| Bromuro                                       | 140   | 0.082  | Clorobenceno                     | 50  | 0.083 |
| Eter  | 68    | 0.080  | Cloroformo                       | 86  | 0.082 |
| Yoduro  | 167   | 0.078  | Cymene (para)                    | 86  | 0.078 |
| Acetato de amilo                              | 104   | 0.064  | Decano (n-)                      | 140 | 0.079 |
| Alcohol (n-)                                  | 167   | 0.063  |                                  | 86  | 0.085 |
|   | 50    | 0.083  | Diclorodifluorometano            | 140 | 0.083 |
| Acetato butílico (n-)                         | 86    | 0.094  |                                  | 20  | 0.057 |
| Alcohol (n-)                                  | 212   | 0.069  |                                  | 60  | 0.053 |
|   | 86    | 0.088  |                                  | 100 | 0.048 |
|   | 167   | 0.087  | Dicloroetano                     | 140 | 0.042 |
|   | 77-86 | 0.085  | Diclorometano                    | 180 | 0.038 |
|   | 86    | 0.097  |                                  | 122 | 0.082 |
|   | 167   | 0.095  | Eter de petróleo                 | 5   | 0.111 |
|   | 66    | 0.091  |                                  | 86  | 0.096 |
| Acetona                                       | 86    | 0.102  | Etilen glicol                    | 86  | 0.075 |
| Acido acético 100%                            | 167   | 0.095  | Gasolina                         | 167 | 0.073 |
| 50%   | 68    | 0.099  | Glicerina 100%                   | 32  | 0.153 |
| Acido esteárico                               | 68    | 0.20   | 80%                              | 86  | 0.078 |
| Acido laurico                                 | 212   | 0.0786 | 60%                              | 68  | 0.164 |
| Acido oleico                                  | 212   | 0.102  | 40%                              | 68  | 0.189 |
| Acido palmítico                               | 212   | 0.0925 | 20%                              | 68  | 0.220 |
| Acido sulfúrico 90%                           | 212   | 0.0835 | 100%                             | 68  | 0.259 |
| 80%   | 86    | 0.21   | Heptano (n-)                     | 68  | 0.278 |
| 30%   | 86    | 0.25   | Hexano (n-)                      | 212 | 0.164 |
| Agua  | 32    | 0.330  |                                  | 86  | 0.081 |
|   | 86    | 0.356  | Kerosena                         | 140 | 0.079 |
|   | 140   | 0.381  |                                  | 86  | 0.080 |
|   | 176   | 0.398  | Mercurio                         | 140 | 0.078 |
| Alcohol alílico                               | 77-86 | 0.104  | Nitrobenzeno                     | 68  | 0.086 |
| Alcohol heptílico (n-)                        | 86    | 0.094  |                                  | 167 | 0.081 |
|   | 167   | 0.091  | Nitrometano                      | 82  | 4.83  |
|   | 86    | 0.093  |                                  | 86  | 0.095 |
| Alcohol hexílico (n-)                         | 167   | 0.090  | Nonano (n-)                      | 212 | 0.088 |
| Alcohol metílico 100%                         | 68    | 0.124  |                                  | 86  | 0.125 |
| 80%   | 68    | 0.150  | Octano (n-)                      | 140 | 0.120 |
| 60%   | 68    | 0.190  |                                  | 86  | 0.084 |
| 40%   | 68    | 0.234  | Paraldehído                      | 140 | 0.082 |
| 20%   | 68    | 0.284  |                                  | 86  | 0.083 |
| 100%  | 122   | 0.114  | Pentano (n-)                     | 140 | 0.081 |
| Cloruro                                       | 5     | 0.111  |                                  | 86  | 0.084 |
|   | 86    | 0.089  | Percloroetileno                  | 212 | 0.078 |
| Alcohol propílico (n-)                        | 86    | 0.099  | Sodio                            | 167 | 0.074 |
|   | 167   | 0.095  |                                  | 122 | 0.092 |
|   | 86    | 0.091  | Tolueno                          | 212 | 49    |
|   | 140   | 0.090  |                                  | 410 | 46    |
| Amoniaco                                      | 5-86  | 0.29   | β-Ticloroetano                   | 86  | 0.086 |
| Amoniaco, acuoso, 26%                         | 68    | 0.261  | Tricloroetileno                  | 167 | 0.084 |
| Anilina                                       | 140   | 0.29   | Trinitrotolueno (aguarras)       | 122 | 0.077 |
| Benceno                                       | 32-68 | 0.100  | Vaselina                         | 122 | 0.080 |
|   | 86    | 0.092  | Xileno (orto-)                   | 59  | 0.074 |
|   | 140   | 0.087  | Xileno (meta-)                   | 59  | 0.106 |
|   |       |        |                                  | 68  | 0.090 |
|   |       |        |                                  | 68  | 0.090 |

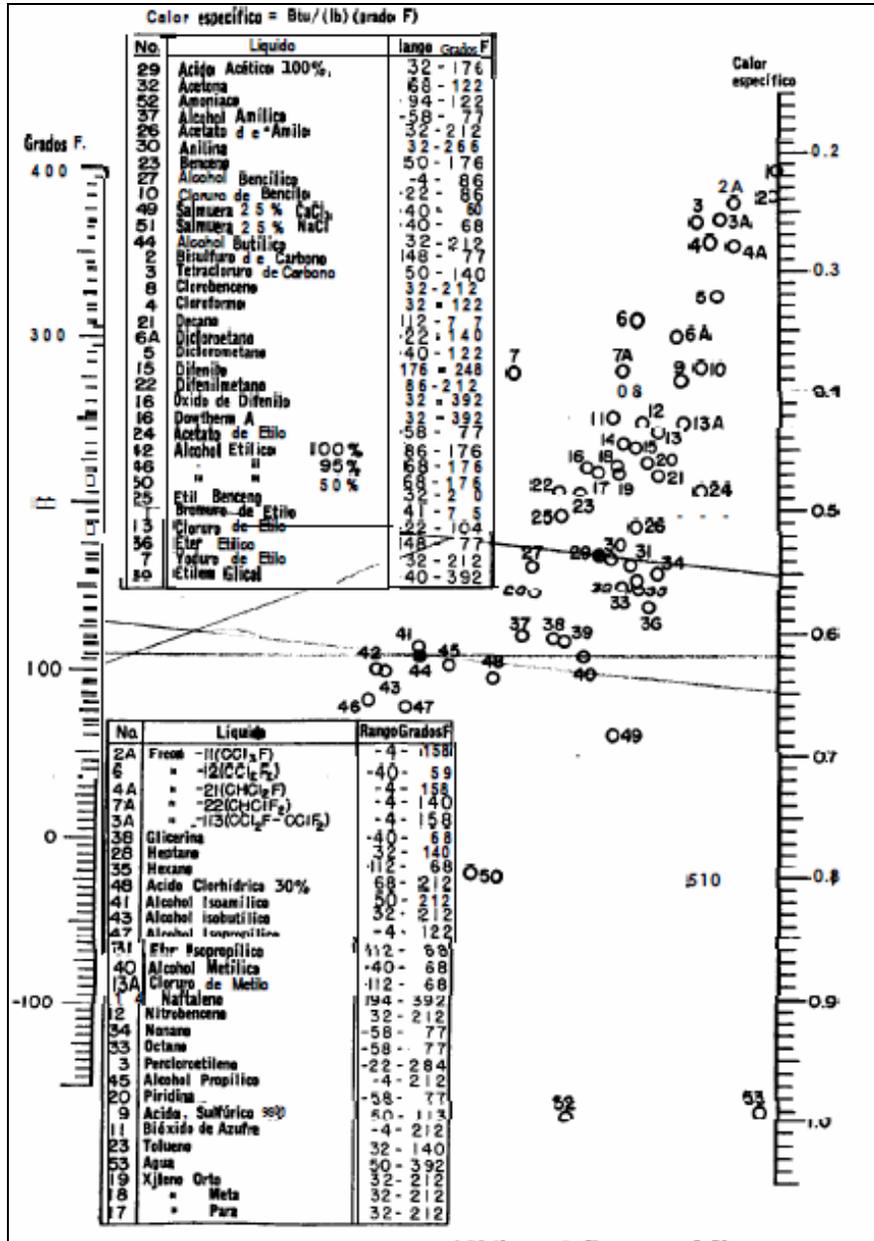
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E5 - Conductividad Térmica de Líquidos

| $k = \text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{pie})$ |                    |        |                                |                    |        |
|--|--------------------|--------|--------------------------------|--------------------|--------|
| Sustancia  | $^{\circ}\text{F}$ | $k$    | Sustancia                      | $^{\circ}\text{F}$ | $k$    |
| Acetato de etilo   | 115                | 0.0072 | Diclorodifluorometano          | 32                 | 0.0048 |
|  | 212                | 0.0096 |                                | 122                | 0.0064 |
|  | 363                | 0.0141 |                                | 212                | 0.0080 |
| Alcohol  | 68                 | 0.0089 |                                | 302                | 0.0097 |
|  | 212                | 0.0124 | tanq                           | -94                | 0.0066 |
| cloruro  | 32                 | 0.0066 |                                | -29                | 0.0086 |
|  | 212                | 0.0095 |                                | 32                 | 0.0106 |
|  | 363                | 0.0135 | Etileno                        | 212                | 0.0175 |
|  | 413                | 0.0152 |                                | -96                | 0.0064 |
| Eter   | 32                 | 0.0077 |                                | 32                 | 0.0101 |
|  | 115                | 0.0099 |                                | 122                | 0.0131 |
|  | 212                | 0.0131 | Heptano (n-)                   | 212                | 0.0161 |
|  | 363                | 0.0189 |                                | 392                | 0.0112 |
|  | 413                | 0.0209 | Hexano (n-)                    | 212                | 0.0103 |
| Acetona  | 32                 | 0.0057 |                                | 32                 | 0.0072 |
|  | 115                | 0.0074 | Hexeno                         | 68                 | 0.0080 |
|  | 212                | 0.0099 |                                | 32                 | 0.0061 |
|  | 363                | 0.0147 | Hidrógeno                      | 212                | 0.0109 |
| Acetileno  | -103               | 0.0068 |                                | 148                | 0.065  |
|  | 32                 | 0.0108 |                                | -58                | 0.083  |
|  | 122                | 0.0140 |                                | 32                 | 0.100  |
|  | 212                | 0.0172 |                                | 122                | 0.115  |
| Aire   | -148               | 0.0095 |                                | 212                | 0.129  |
|  | 32                 | 0.0140 | Hidrógeno y bióxido de carbono | 572                | 0.178  |
|  | 212                | 0.0183 | 0% $\text{H}_2$                | 32                 | 0.0083 |
|  | 392                | 0.0226 | 20%                            | ...                | 0.0165 |
|  | 572                | 0.0265 | 40%                            | ...                | 0.0270 |
| Alcohol metílico   | 32                 | 0.0083 | 60%                            | ...                | 0.0410 |
|  | 212                | 0.0128 | 80%                            | ...                | 0.0620 |
| Acetato  | 32                 | 0.0059 | 100%                           | ...                | 0.10   |
|  | 68                 | 0.0068 | Hidrógeno y nitrógeno          | 32                 | 0.0133 |
| Amoniaco   | -76                | 0.0095 | 0% $\text{H}_2$                | ...                | 0.0212 |
|  | 32                 | 0.0128 | 20%                            | ...                | 0.0313 |
|  | 199                | 0.0257 | 40%                            | ...                | 0.0438 |
|  | 212                | 0.0185 | 60%                            | ...                | 0.0635 |
| Benceno  | 32                 | 0.0052 | 80%                            | ...                | 0.0002 |
|  | 115                | 0.0073 | Hidrógeno y óxido nítrico      | 32                 | 0.0170 |
|  | 212                | 0.0103 | 0% $\text{H}_2$                | ...                | 0.0270 |
|  | 363                | 0.0152 | 20%                            | ...                | 0.0410 |
| Bióxido de azufre  | 413                | 0.0176 | 40%                            | ...                | 0.0630 |
|  | 92                 | 0.0059 | 60%                            | ...                | 0.0197 |
|  | 212                | 0.0085 | 80%                            | ...                | 0.0100 |
| Bióxido de carbono   | -58                | 0.0068 | Mercurio                       | 392                | 0.0145 |
|  | 32                 | 0.0085 | Metano                         | -148               | 0.0175 |
|  | 212                | 0.0133 |                                | 32                 | 0.0215 |
|  | 392                | 0.0181 | Nitrógeno                      | -140               | 0.0095 |
|  | 572                | 0.0228 |                                | 32                 | 0.0140 |
| Bisulfuro  | 32                 | 0.0046 |                                | 122                | 0.0160 |
|  | 45                 | 0.0042 | Oxido nítrico                  | 212                | 0.0180 |
| Monóxido   | -312               | 0.0041 |                                | -94                | 0.0103 |
|  | -294               | 0.0046 | Oxido nítrico                  | 32                 | 0.0138 |
|  | 32                 | 0.0135 | Oxido nítrico                  | -96                | 0.0067 |
| Tetracloruro   | 115                | 0.0041 | Oxido nítrico                  | 32                 | 0.0087 |
|  | 212                | 0.0052 | Oxígeno                        | 912                | 0.0185 |
|  | 363                | 0.0065 |                                | -148               | 0.0095 |
| Butano (n-)  | 32                 | 0.0078 |                                | -58                | 0.0119 |
|  | 212                | 0.0135 |                                | 32                 | 0.0142 |
| Butano (iso-)  | 32                 | 0.0080 |                                | 122                | 0.0164 |
|  | 212                | 0.0139 |                                | 212                | 0.0185 |
| Ciclohexano  | 216                | 0.0095 | Pentano (n-)                   | 32                 | 0.0074 |
| Cloro  | 32                 | 0.0043 |                                | 68                 | 0.0083 |
| Cloroformo   | 32                 | 0.0038 | (iso-)                         | 32                 | 0.0072 |
|  | 115                | 0.0046 | Propano                        | 212                | 0.0127 |
|  | 212                | 0.0077 |                                | 32                 | 0.0087 |
| Cloruro de metileno  | 363                | 0.0077 | Sulfuro de hidrógeno           | 212                | 0.0151 |
|  | 32                 | 0.0039 | Vapor de agua                  | 32                 | 0.0076 |
|  | 115                | 0.0049 |                                | 115                | 0.0120 |
|  | 212                | 0.0063 |                                | 212                | 0.0137 |
|  | 413                | 0.0095 |                                | 392                | 0.0187 |
| Cloruro de metilo  | 32                 | 0.0053 |                                | 572                | 0.0248 |
|  | 115                | 0.0072 |                                | 752                | 0.0315 |
|  | 212                | 0.0094 |                                | 932                | 0.0441 |
|  | 363                | 0.0130 |                                |                    |        |
|  | 413                | 0.0148 |                                |                    |        |

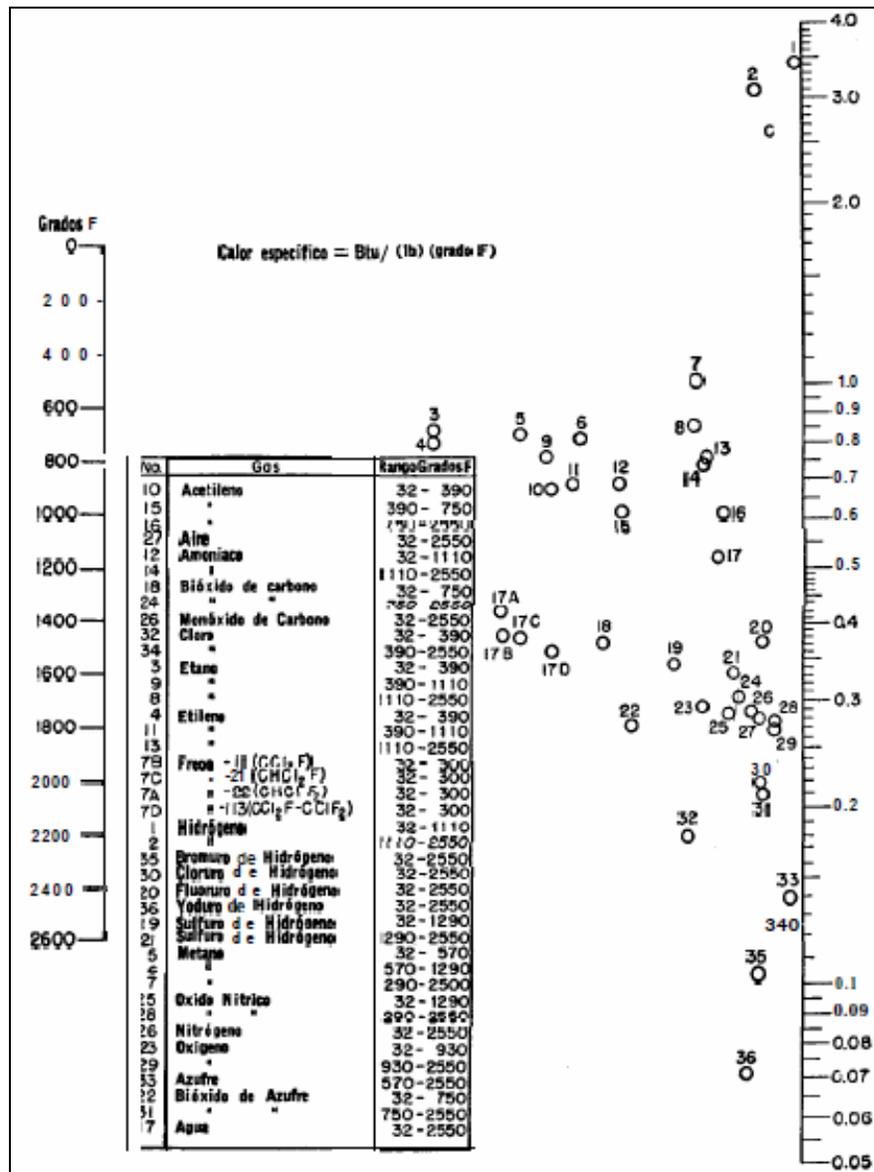
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E6 - Conductividad Térmica de Gases y Vapores



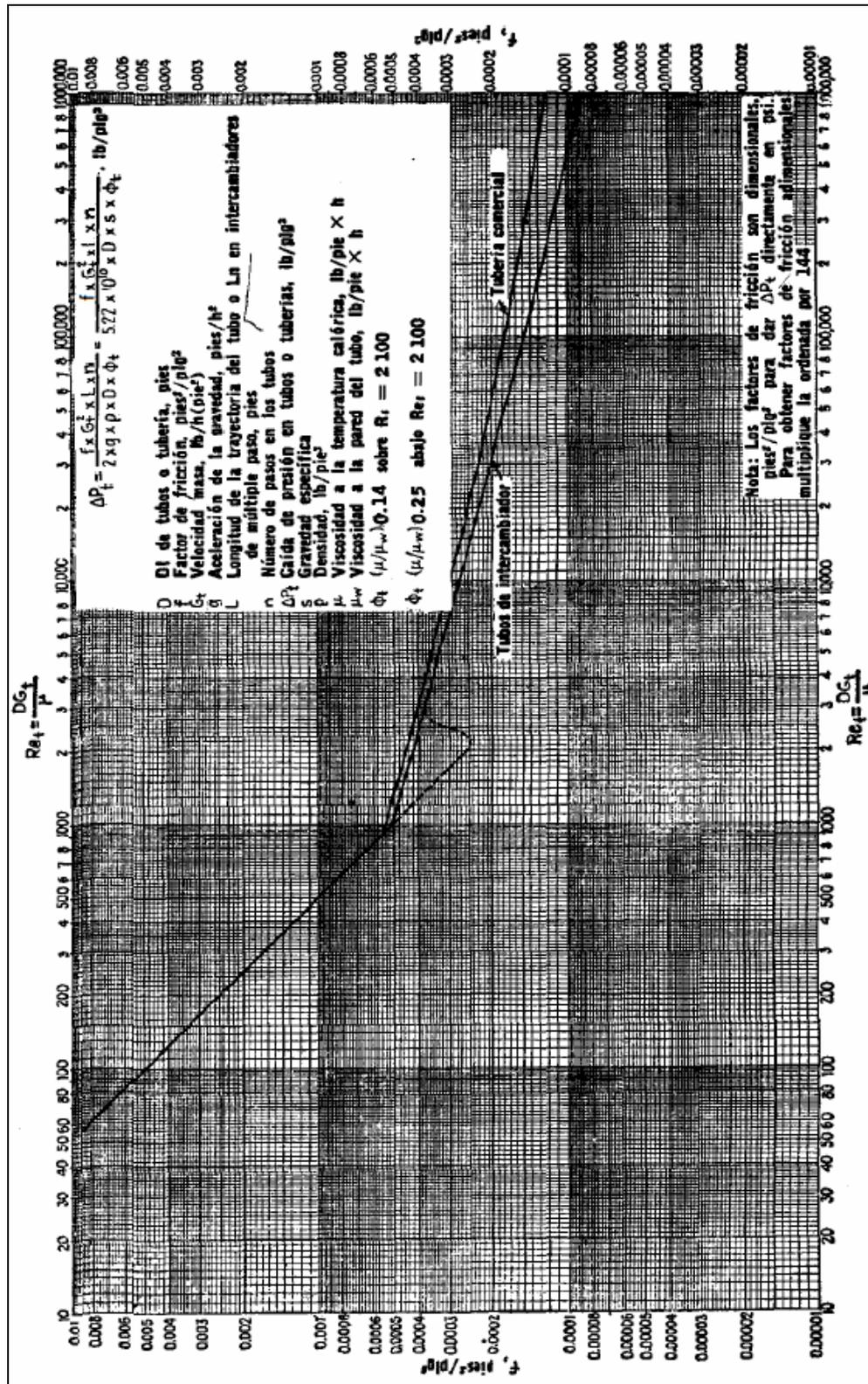
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E7 – Calores específicos de Líquidos



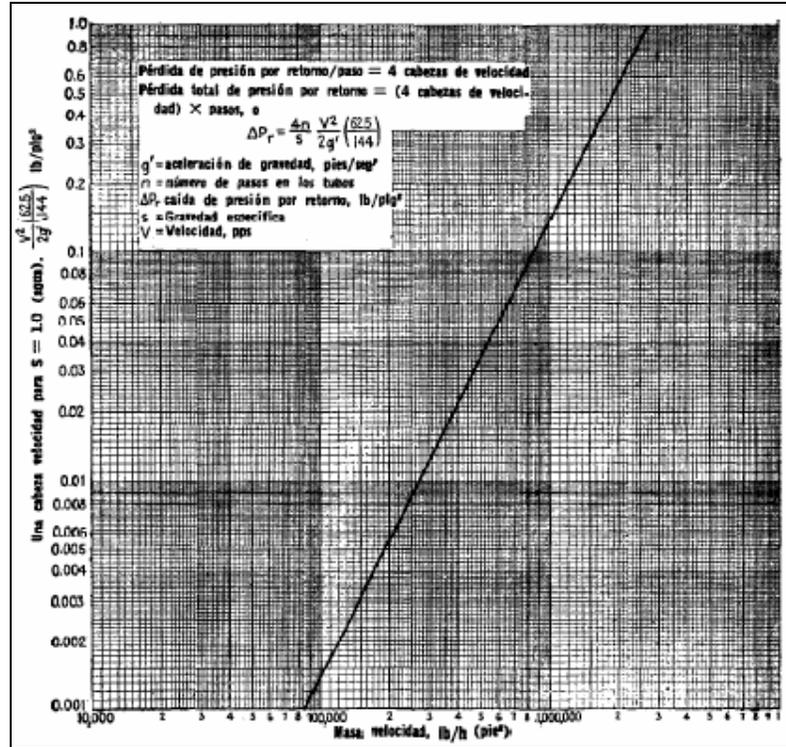
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E8 – Calores específicos de gases a 1 atm



Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E9 – Factores de Fricción, para lado de tubo



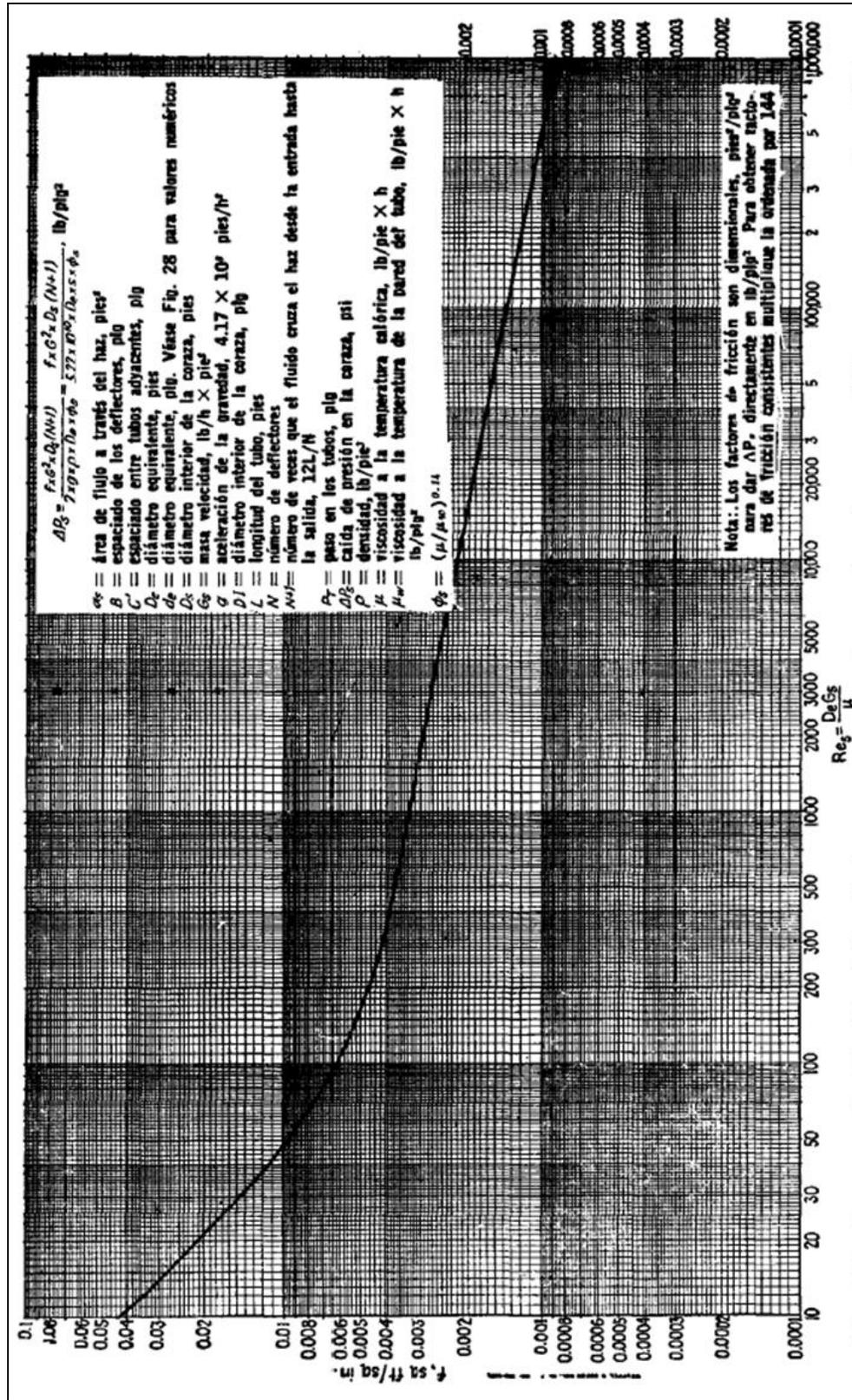
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E10 – Perdidas de Presión por retorno, lado de tubos

| DE del tubo, plg | Paso              | d <sub>e</sub> |
|------------------|-------------------|----------------|
| 3/8              | 1" cuadro         | 0.95           |
| 1                | 1 1/4" "          | 0.99           |
| 1 1/8            | 1 3/8" "          | 1.23           |
| 1 1/8            | 1 3/8" "          | 1.08           |
| 3/4              | 1 1/8" triangular | 0.55           |
| 3/4              | 1" "              | 0.73           |
| 1                | 1 1/4" "          | 0.72           |
| 1 1/4            | 1 3/8" "          | 0.91           |
| 1 1/2            | 1 7/8" "          | 1.08           |

Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E11 – Diámetros equivalentes, lado de tubos



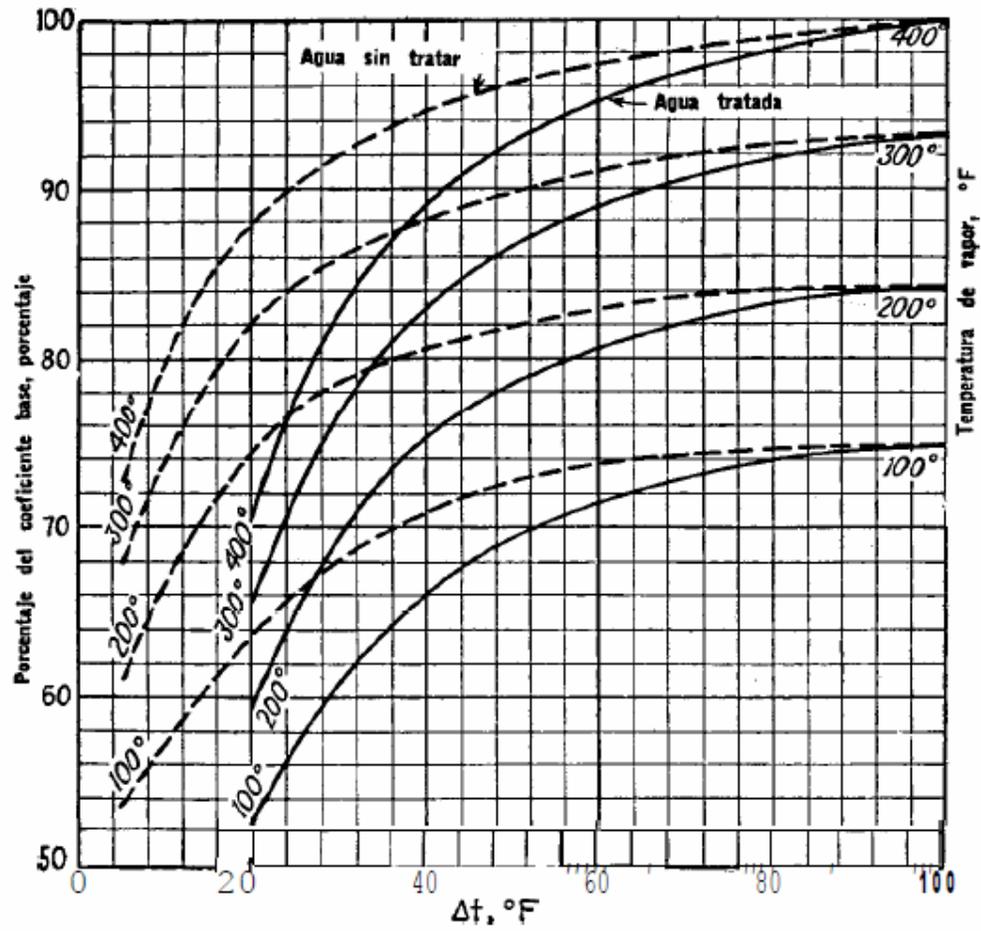
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E12 – Factores de Fricción lado de coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%

| Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo triangular<br>de $\frac{15}{16}$ plg  |      |      |      |     |     | Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo triangular<br>de 1 plg                 |      |      |     |     |     |
|--|------|------|------|-----|-----|---|------|------|-----|-----|-----|
| Coraza<br>DI, plg  | 1-P  | 2-P  | 4-P  | 6-P | 8-P | Coraza<br>DI, plg   | 1-P  | 2-P  | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8  | 36   | 32   | 26   | 24  | 15  | 8   | 37   | 30   | 24  | 24  |     |
| 10   | 62   | 56   | 47   | 42  | 35  | 10  | 61   | 52   | 40  | 36  |     |
| 12   | 109  | 98   | 86   | 82  | 73  | 12  | 92   | 82   | 76  | 74  | 70  |
| 13 $\frac{1}{4}$   | 127  | 114  | 96   | 90  | 85  | 13 $\frac{1}{4}$  | 109  | 106  | 86  | 82  | 74  |
| 15 $\frac{1}{4}$   | 170  | 160  | 140  | 136 | 123 | 15 $\frac{1}{4}$  | 151  | 138  | 122 | 113 | 110 |
| 17 $\frac{1}{4}$   | 239  | 224  | 194  | 188 | 178 | 17 $\frac{1}{4}$  | 203  | 196  | 178 | 172 | 166 |
| 19 $\frac{1}{4}$   | 301  | 282  | 252  | 244 | 234 | 19 $\frac{1}{4}$  | 262  | 250  | 226 | 216 | 210 |
| 21 $\frac{1}{4}$   | 361  | 342  | 314  | 306 | 290 | 21 $\frac{1}{4}$  | 316  | 302  | 278 | 272 | 260 |
| 23 $\frac{1}{4}$   | 442  | 420  | 386  | 378 | 364 | 23 $\frac{1}{4}$  | 384  | 376  | 352 | 342 | 328 |
| 25   | 532  | 506  | 468  | 446 | 434 | 25  | 470  | 452  | 422 | 394 | 382 |
| 27   | 637  | 602  | 550  | 536 | 524 | 27  | 559  | 534  | 488 | 474 | 464 |
| 29   | 721  | 692  | 640  | 620 | 594 | 29  | 630  | 604  | 556 | 538 | 508 |
| 31   | 847  | 822  | 766  | 722 | 720 | 31  | 745  | 728  | 678 | 666 | 640 |
| 33   | 974  | 938  | 878  | 852 | 826 | 33  | 856  | 830  | 774 | 760 | 732 |
| 35   | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35  | 970  | 938  | 882 | 864 | 848 |
| 37   | 1240 | 1200 | 1144 | 104 | 072 | 37  | 1074 | 1044 | 012 | 986 | 870 |
| 39   | 1377 | 1330 | 1258 | 248 | 212 | 39  | 1206 | 1176 | 128 | 100 | 078 |
| Tubos de 1" DE, arreglo triangular<br>de $\frac{11}{16}$ plg               |      |      |      |     |     | Tubos de 1 $\frac{1}{4}$ " DE, arreglo triangular<br>de $\frac{19}{16}$ plg |      |      |     |     |     |
| 8  | 21   | 16   | 16   | 14  |     | 10  | 20   | 18   | 14  |     |     |
| 10   | 32   | 32   | 26   | 24  |     | 12  | 32   | 30   | 26  | 22  | 20  |
| 12   | 55   | 52   | 48   | 46  | 44  | 13 $\frac{1}{4}$  | 38   | 36   | 32  | 28  | 26  |
| 15 $\frac{1}{4}$   | 68   | 66   | 58   | 54  | 52  | 15 $\frac{1}{4}$  | 54   | 51   | 45  | 42  | 38  |
| 17 $\frac{1}{4}$   | 91   | 86   | 80   | 74  | 72  | 17 $\frac{1}{4}$  | 69   | 66   | 62  | 58  | 54  |
| 19 $\frac{1}{4}$   | 131  | 118  | 106  | 104 | 94  | 19 $\frac{1}{4}$  | 95   | 91   | 86  | 78  | 69  |
| 21 $\frac{1}{4}$   | 163  | 152  | 140  | 136 | 128 | 21 $\frac{1}{4}$  | 117  | 112  | 105 | 101 | 95  |
| 23 $\frac{1}{4}$   | 199  | 188  | 170  | 164 | 160 | 23 $\frac{1}{4}$  | 140  | 136  | 130 | 123 | 117 |
| 25   | 241  | 232  | 212  | 212 | 202 | 25  | 170  | 164  | 155 | 150 | 140 |
| 27   | 294  | 282  | 256  | 252 | 242 | 27  | 202  | 196  | 185 | 179 | 170 |
| 29   | 349  | 334  | 302  | 296 | 280 | 29  | 235  | 228  | 217 | 212 | 202 |
|  | 397  | 376  | 338  | 334 | 318 | 31  | 275  | 270  | 255 | 245 | 235 |
|  | 472  | 454  | 430  | 424 | 400 | 33  | 315  | 305  | 297 | 288 | 275 |
| 33   | 538  | 522  | 486  | 470 | 454 | 35  | 357  | 348  | 335 | 327 | 315 |
| 35   | 608  | 592  | 562  | 546 | 532 | 37  | 407  | 390  | 380 | 374 | 357 |
| 37   | 674  | 664  | 632  | 614 | 598 | 39  | 449  | 436  | 425 | 419 | 407 |
| 39   | 766  | 736  | 700  | 688 | 672 |   |      |      |     |     |     |
| Tubos de 1 $\frac{1}{2}$ " DE, arreglo triangular<br>de $\frac{17}{8}$ plg |      |      |      |     |     |   |      |      |     |     |     |
| 12   | 18   | 14   | 14   | 12  | 12  |   |      |      |     |     |     |
| 13 $\frac{1}{4}$   | 27   | 22   | 18   | 16  | 14  |   |      |      |     |     |     |
| 15 $\frac{1}{4}$   | 36   | 34   | 32   | 30  | 27  |   |      |      |     |     |     |
| 17 $\frac{1}{4}$   | 48   | 44   | 42   | 38  | 36  |   |      |      |     |     |     |
| 19 $\frac{1}{4}$   | 61   | 58   | 55   | 51  | 48  |   |      |      |     |     |     |
| 21 $\frac{1}{4}$   | 76   | 72   | 70   | 66  | 61  |   |      |      |     |     |     |
| 23 $\frac{1}{4}$   | 95   | 91   | 86   | 80  | 76  |   |      |      |     |     |     |
| 25   | 115  | 110  | 105  | 98  | 95  |   |      |      |     |     |     |
| 27   | 136  | 131  | 125  | 118 | 115 |   |      |      |     |     |     |
| 29   | 160  | 154  | 147  | 141 | 136 |   |      |      |     |     |     |
| 31   | 184  | 177  | 172  | 165 | 160 |   |      |      |     |     |     |
| 33   | 215  | 206  | 200  | 190 | 184 |   |      |      |     |     |     |
| 35   | 246  | 238  | 230  | 220 | 215 |   |      |      |     |     |     |
| 37   | 275  | 268  | 260  | 252 | 246 |   |      |      |     |     |     |
| 39   | 307  | 299  | 290  | 284 | 275 |   |      |      |     |     |     |

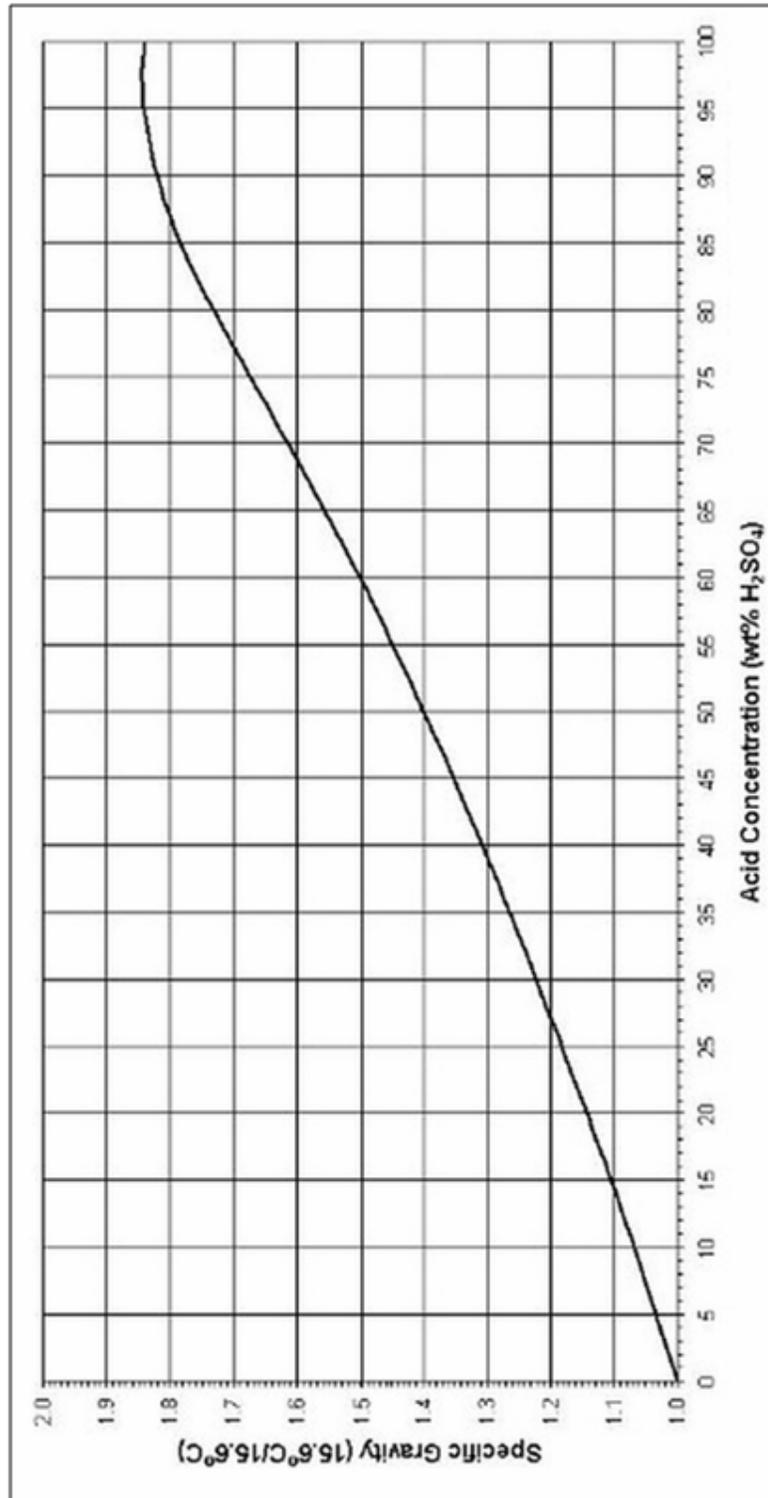
Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E13 – Disposición de los espejos de tubos (cuenta de tubos). Arreglo triangular.



Fuente: Kern, Donald (21)

Figura E14 – Coeficientes para agua, evaporación comercial



Fuente: Dow Chemical (50)

Figura E15 – Gravedad Específica Acido Sulfúrico

| Impeller Type               | Ref # | S1 | S2       | S3   | S4 | S5 | S6      | S7 | S8       | S9 | Power Number,<br>PO = constant.<br>$N_{Re} > 10,000$ |
|-----------------------------|-------|----|----------|------|----|----|---------|----|----------|----|--|
| Propeller                   | 6     | 3  | 0.75-1.3 | ND   | ND | 10 | 2.7-3.9 | 3  | pitch=D  | 4  | 0.35   |
| Propeller                   | 6     | 3  | 0.75-1.3 | ND   | ND | 10 | 2.7-3.9 | 3  | pitch=2D | 4  | 0.9  |
|                             |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |
| Pitched blade turbine       | 4     | ND | ND       | ND   | 8  | 12 | ND      | 6  | 45 deg   | 4  | 1.5  |
|                             |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |
| Straight full blade turbine | 4     | ND | ND       | ND   | 8  | 12 | ND      | 6  | 0 deg    | 4  | 3  |
|                             |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |
| Curved full blade turbine   | 8     | ND | ND       | ND   | 8  | ND | ND      | ND | 0 deg    | ND | 2.7  |
|                             |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |
| Flat blade turbine          | 6     | 3  | 0.75-1.3 | 0.25 | 5  | 6  | 2.7-3.9 | 6  | 0 deg    | 4  | 7  |
| Flat blade turbine          | 6     | 3  | 0.75-1.3 | 0.25 | 5  | 10 | 2.7-3.9 | 6  | 0 deg    | 4  | 6  |
| Flat blade turbine          | 6     | 3  | 0.75-1.3 | 0.25 | 5  | 25 | 2.7-3.9 | 6  | 0 deg    | 4  | 4  |
|                             |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |
| Flat paddle                 | 6     | 3  | 0.75-1.3 | 1    | 4  | 10 | 2.7-3.9 | 2  | 0 deg    | 4  | 1.8  |
|                             |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |
| ND= No Data.                |       |    |          |      |    |    |         |    |          |    |  |

Figura E16 – Número de Potencia,  $N_p$ , para distintos tipos de Agitadores y Parámetros de forma.

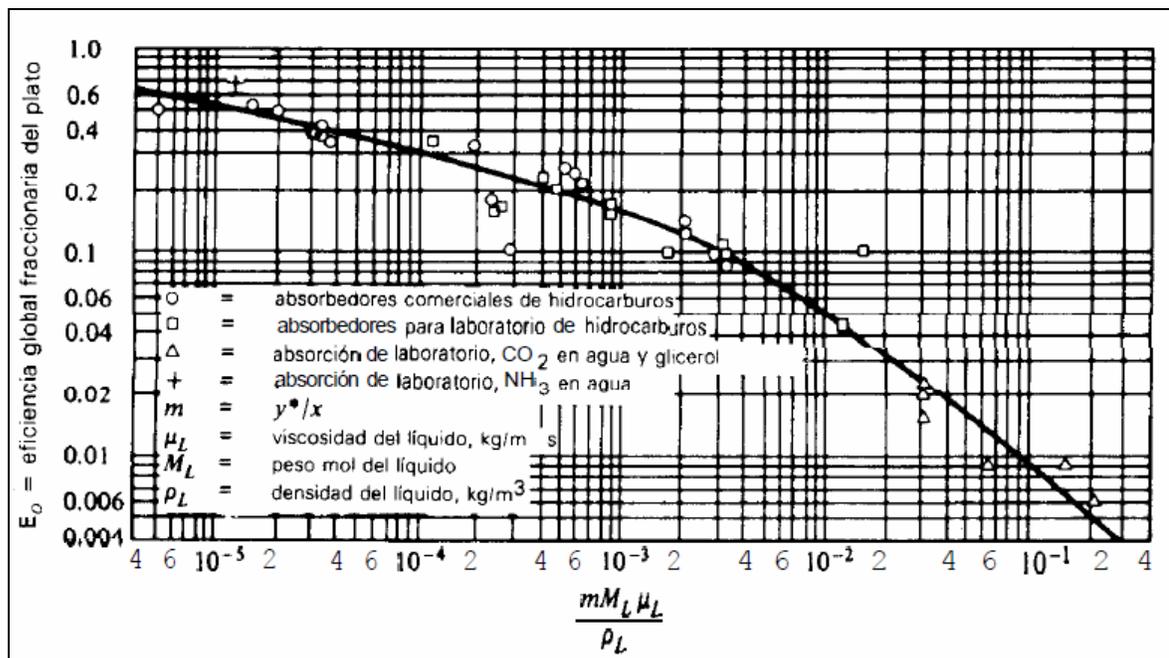
| Capacidad ft <sup>3</sup> | 0.3                  | 0.5 | 0.6 | 1.0 | 1.5 | 2.0 | 3.0 | 4.0 | 5.0 | 6.0 | 8.0 | 10.0 | 12.0 | 15.0 | 20.0 | 25.0 | 30.0 | 40.0 | 50.0 | 60.0 | 80.0 | 100.0 | 150.0 | 200.0 |  |
|---------------------------|----------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|-------|-------|--|
| AA                        | Area ft <sup>2</sup> | 7   | 10  | 14  | 21  | 35  | 42  | 57  | 88  |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              | 2   | 3   | 4   | 6   | 9   | 13  | 19  | 25  |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            | 48  | 50  | 52  | 59  | 68  | 74  | 89  | 104 |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
| A                         | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     | 19  | 32  | 44  | 64  | 89  | 108 | 128 | 178  | 223  | 240  |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     | 3   | 5   | 7   | 10  | 14  | 17  | 21  | 28   | 35   | 40   |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     | 81  | 85  | 90  | 97  | 106 | 113 | 120 | 129  | 155  | 168  |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
| B                         | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     |     |     | 40  | 60  | 80  | 100 | 120 | 160  | 200  | 240  | 300  | 400  | 500  |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     |     |     | 4   | 6   | 8   | 11  | 13  | 17   | 21   | 26   | 32   | 43   | 54   |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     |     |     | 89  | 94  | 99  | 104 | 109 | 119  | 129  | 139  | 154  | 180  | 205  |      |      |      |      |       |       |       |  |
| C                         | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      | 300  | 400  | 500  | 600  |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      | 20   | 27   | 34   | 41   |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      | 136  | 154  | 172  | 187  |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
| D                         | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
| E                         | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
| F                         | Area ft <sup>2</sup> |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Cámaras              |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |
|                           | Largo (L)            |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |      |      |      |      |      |      |      |      |      |      |       |       |       |  |

Fuente: ATL Tecnología, S.A (51)

Figura E17 – Dimensiones Filtro prensa

Donde:

- Todas las medidas son aproximadas y en pulgadas.
- Capacidad/largo/área se basan en pastas de 1 ¼ pulgadas de grueso.
- **AA:** Estándar: C=30 H=50 W=27; Descarga a Tambo: C=42 H=61 W=27; Portátil: C=12 H=36 W=27 PLACA: 470 mm
- **A:** Estándar: C=30 H=50 W=34; Descarga a Tambo: C=42 H=61 W=34 PLACA: 630 mm
- **B:** Estándar: C=30 H=63 W=41; Descarga a Tambo: C=42 H=79 W=41 PLACA: 800 mm
- **C:** H=57 W=52 PALCA: 1000 mm
- **D:** H=67 W=62 PLACA: 1200 mm
- **E:** H=68 W=66 PLACA: 1300 mm
- **F:** H=76 W=74 PLACA: 1500 mm



Fuente: Treybal, 1980. (52)

Figura E18 – Eficiencia Global de platos

## BIBLIOGRAFÍA

1. **Perez, Vicente.** *El Mercado del Ácido Sulfúrico en Chile y su Proyección al año 2020 (Actualizado a Junio 2010)*. Santiago : Dirección de Estudios y Políticas Públicas COCHILCO, 2010.
2. El Directorio Minero de Chile. [En línea] [Citado el: 03 de Marzo de 2011.] <http://www.direcmin.com/Fichastecnicas/Anglo-American.pdf>.
3. **Oyarzun, R., Lillo, J., Higuera, P., Oyarzún, J., Maturana, H.** *Sedimentos ricos en arsénico en la cuenca hidrográfica del río Elqui (norte de Chile): ¿ Contaminación industrial o natural ?* La Serena : Universidad de La Serena, 2002.
4. **Smedley, P.L., Kinniburgh, D.G.** A review of the source, behaviour and distribution of arsenic in natural waters. *British Geological Survey*. s.l. : Appl. Geochem., 2002. Vol. 17, 517-568.
5. **Reddy, R. y Hendrix, J.** *Arsenic Metallurgy: Fundamentals and Applications*. s.l. : Wiley, 2005. 9780873395854.
6. **Peña, Victor.** *Planta de Descomposición Térmica de Ácido Sulfúrico*. Valparaíso : EIQ-PUCV, 2007.
7. **DKL Engineering, Inc.** Sulphuric Acid on the Web. [En línea] 2005. [Citado el: 22 de Abril de 2011.] <http://www.sulphuric-acid.com/>.
8. *A Kinetics Study of the Descomposition of Spent Sulfuric Acid at High Temperature.* **Schwartz, Dominique, Gadiom, Roger y Brilhac, Jean-Francois.** Cedex, Francia : Ind. Eng. Chem, 2000, Vol. 39.
9. **Wikipedia.** Flue-gas\_desulfurization. [En línea] 25 de Agosto de 2011. [Citado el: 2011 de Agosto de 2011.] [http://en.wikipedia.org/wiki/Flue-gas\\_desulfurization](http://en.wikipedia.org/wiki/Flue-gas_desulfurization).
10. **Srivastava, Raki.** *Controlling SO2 Emissions: A review of Technologies*. Washington : U.S. Environmental Protection Agency , 2000. EPA/600/R-00/093.
11. **Crangle, Robert.** GYPSUM. *USGS*. [En línea] 2011. [Citado el: 30 de Agosto de 2011.] <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/gypsum/mcs-2011-gypsu.pdf>.
12. **Smith, Van Ness.** *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. s.l. : Mc Graw Hill, 1997. 970-10-1333-6.

## Bibliografía

13. **Polling, Bruce, Thomsom, George y Friend, Daniel.** *Perry's Chemical Engineer Handbook*. s.l. : McGraw Hill, 2007. Vol. VIII. 0-07-154209-4.
14. **Srivastava, Ravi K.** *CONTROLLING SO2 EMISSIONS:A REVIEW OF TECHNOLOGIES*. Washington : U.S. Environmental Protection Agency, 2000. EPA/600/R-00/093.
15. **Asia, Energy Efficiency Guide for Industry in.** *Energy Efficiency in Asia*. [En línea] 2006. [Citado el: 11 de Septiembre de 2011.] <http://www.energyefficiencyasia.org/>.
16. **Albright, Lyle.** *Albright Chemical Engineering Handbook*. s.l. : CRC Press, 2009. págs. 615-630. 978-0-8247-5362-7.
17. **Walas, Stanley.** *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. s.l. : Butterworth-Heinemann, 1990. págs. 286-303. ISBN: 0-7506-9385-1.
18. **McCabe, Warren y Smith, Julian.** *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. USA : Mc Graw Hill, 1998. págs. 242-290. 0-07-044828-0.
19. **Cardenas, Cristian.** *Motores, Curso Eficiencia Energética*. Valparaíso : s.n., Julio - Agosto 2011.
20. **Arboleda, Lina María.** *Memoria Ingeniería Química*. Manizales : Universidad Nacional de Colombia, 2003. págs. 51-58.
21. **Kern, Donald.** *Procesos de Transferencia de Calor*. Mexico : Cesca, 1999. 968-26-1040-0.
22. **Lothar, Max.** *Espesamiento de Lodos: A Gravedad y por Flotación*. Sao Paulo, Brazil : s.n.
23. **Mines, Richard.** *Sludge Thickening II*. Atlanta, USA : School of Engineering Mercer University, 2010.
24. **Shammas, Nazih y Wang, Lawrence.** Gravity Thickening. *Scribd*. [En línea] 16 de Diciembre de 2010. [Citado el: 28 de Agosto de 2011.] <http://es.scribd.com/doc/45438955/2-Gravity-Thickening>.
25. **technologies, MIP Process.** Mip process. *MIP Thickener Design*. [En línea] [Citado el: 28 de Agosto de 2011.] <http://www.miprocess.co.za/>.
26. *13th Symposium (International) on Combustion; The Combustion Institute.* **Merryman, E. L. y Levy, A.** Pittsburgh : s.n., 1971. pág. 427.

## Bibliografía

27. **Siemens.** Filtro-prensa Para Remover Líquidos Industriales & Municipales. [En línea] 2008. [Citado el: 1 de Septiembre de 2011.] [http://www.water.siemens.com/SiteCollectionDocuments/Product\\_Lines/Dewatering\\_Systems/Brochures/DW-FPSsp-1UE-BR-0708.pdf](http://www.water.siemens.com/SiteCollectionDocuments/Product_Lines/Dewatering_Systems/Brochures/DW-FPSsp-1UE-BR-0708.pdf).
28. **Iñiguez, Jorge y Barriga, Alfredo.** *Cálculo y Diseño de Empaquetadura y Ventiladores para una Torre de Enfriamiento de Tiro Forzado.* Washington, USA : Universidad de Washington, USA., 2000.
29. **Genskow, Larry.** *Perry's Chemical Engineers Handbook.* United States : The McGraw-Hill Companies Inc, 2008. págs. 12- 21 - 12-22. ISBN: 0-07-151135-0.
30. **Torres, José.** *Apuntes Transferencia de Masa.* Valparaíso : EIQ - PUCV, 2000.
31. **Treybal, Robert.** *Operaciones de Transferencia de Masa.* s.l. : McGRAW-HILL, 1988. ISBN: 9686046348.
32. **Erwin, Douglas.** *Industrial Chemical Process Design.* s.l. : McGraw Hill, July 2002. pág. 322. ISBN: 978-0071376204.
33. **Walas y Stanley.** *Chemical Process Equipment - Selection and design.* USA : Butterworth - Heinemann Series in Chemical Engineering, 1990. ISBN 0-7506-9385-1.
34. **Peters, Max y Timmerhaus, Klaus.** *Plant Design and Economics for Chemical Engineers.* s.l. : McGraw-Hill Chemical Engineering Series, 1991. ISBN 0-97-100871-3.
35. **EPA, US.** *Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal.* s.l. : U.S. Environmental Protection Agency, September 1979. págs. 5 - 15. EPA 625/1-79-011.
36. **Crangle, Robert.** USGS Minerals information Gypsum. [En línea] 2011. [Citado el: 1 de Septiembre de 2011.] <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/gypsum/>.
37. **SII.** Servicio de Impuestos Internos. [En línea] 14 de Enero de 2011. [Citado el: 22 de Septiembre de 2011.] [http://www.sii.cl/aprenda\\_sobre\\_impuestos/impuestos/imp\\_directos.htm](http://www.sii.cl/aprenda_sobre_impuestos/impuestos/imp_directos.htm).
38. Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial. <http://www.minambiente.gov.co/documentos/Guia4.pdf>. [En línea] [Citado el: 30 de Marzo de 2011.]
39. **Gerencia de Seguridad y Calidad, TRANSCARGO LTDA.** Plan de Contingencia. Transporte de Acido Sulfúrico para AngloAmerican. *Sistema de*

## Bibliografía

*Evaluación Ambiental e-seia*. [En línea] 2004. [Citado el: 30 de Marzo de 2011.] [https://www.e-seia.cl/archivos/digital\\_solicitado\\_idEfRel545272\\_idDoc544871.pdf](https://www.e-seia.cl/archivos/digital_solicitado_idEfRel545272_idDoc544871.pdf).

40. **Hernández, José, Herrera, Albert**. *Proceso y Sistema para la Eliminación de Arsénico y/o metales pesados que forman sulfuros insolubles de efluentes líquidos industriales con altos contenidos en Arsénico y estabilización ambiental de compuestos de Arsénico*. DPI 552007 Santiago, Chile, Enero de 2007.

41. Scribd. [En línea] 03 de Febrero de 2011. [Citado el: 08 de Abril de 2011.] <http://es.scribd.com/doc/48117112/Acid-sulfuric-din-Ulmanns>.

42. *Recovery and Reconciliation of Spent Sulphuric Acid*. **Rodger, I**. New York : American Institute of Chemical Engineers, 1982.

43. Bertrams Chemical Plant. *Efficient Technology for the Concentration of H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Solution*. [En línea] [Citado el: 06 de Abril de 2011.] <http://www.bertrams.ch/index.php?id=10&L=1>.

44. *Sulphuric Acid Concentration*. **Cance, B. y Stockley, N**. New York : American Institute of Chemical Engineers, 1982.

45. **Tantaline**. Tantaline - The Material for Hot Acid. [En línea] [Citado el: 04 de Agosto de 2011.] <http://www.tantaline.com/Sulfuric-Acid-Graphs-57.aspx>.

46. **Fastpack**. Fastpack, Aceros y Aleaciones para ácido sulfúrico. [En línea] [Citado el: 04 de Agosto de 2011.] <http://www.fastpack.cl/assets/files/material-tecnico/boletines/materiales/Aceros-Aleados-para-acido-sulfurico.pdf>.

47. **DKL Engineering, Inc**. Sulphuric Acid on the web. [En línea] 2005-2011. [Citado el: 04 de Agosto de 2011.] <http://www.sulphuric-acid.com/TechManual/Storage/storagetanks.htm>.

48. **DKL Engineering, Inc**. Sulphuric Acid on the Web. *Corrosion*. [En línea] 2005 - 2011. [Citado el: 04 de Agosto de 2011.] <http://www.sulphuric-acid.com/TechManual/Corrosion/corrosion.htm>.

49. **Flowserve**. Duriron and Durichlor 51M. [En línea] Julio de 2002. [Citado el: 04 de Agosto de 2011.] <http://www.crp.co.uk/UserFiles/Documents/Corrosion%20Resistance/Duriron%20and%20Durichlor%2051M.pdf>.

50. **DKL Engineering, Inc**. Sulphuric Acid on the Web. [En línea] 2011. [Citado el: 17 de Julio de 2011.] [http://www.sulphuric-acid.com/TechManual/Properties/properties\\_acid\\_sg.htm](http://www.sulphuric-acid.com/TechManual/Properties/properties_acid_sg.htm).

## Bibliografía

51. **ATL Tecnología, S.A.** ASC Medio Ambiente Equipos y Sistemas Para el Tratamiento de Agua. [En línea] 1998 - 2011. [Citado el: 08 de Septiembre de 2011.] <http://acsmedioambiente.com/>.
52. **Treybal, Robert.** *Operaciones de Transferencia de Masa.* s.l. : McGraw Hill, 1980. ISBN-13: 978-0070651760.