

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DE VALPARAISO
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE
INGENIERO CIVIL QUIMICO

**SISTEMA CATALÍTICO PARA LA
DESCOMPOSICIÓN DE ACIDO SULFÚRICO
DE DESCARTE EN FAENAS MINERAS**

Rubén Villagrán D.

Profesor Guía:
Carlos Carlesi J.

2010

“La vida es una pista atlética con innumerables obstáculos que deben ser superados, aún cuando nos demoremos en avanzar, aún cuando tropezemos pero nos levantemos para seguir avanzando, aún cuando nos lesionemos durante la carrera y aún cuando pensemos que la meta está muy lejos; sin embargo tarde o temprano conseguiremos llegar a esa meta si tenemos la convicción de poder hacerlo. La medalla no solo pertenece al atleta que cruza la meta sino que a todos los que hacen posible llegar a alcanzarla. Dedico este Proyecto de Título a mi madre por su abnegado e incansable esfuerzo para ver los frutos de su arduo trabajo reflejados en la persona que soy con todos mis defectos y virtudes; a mis hijas Valentina y Antonia, por darme tantas alegrías y el orgullo de ser el padre más feliz de este mundo; y por supuesto a la persona que me ha acompañado durante todo el desarrollo de este trabajo: mi esposa Soledad, quien con su amor incondicional me da las fuerzas para luchar por ser cada día más felices”

Rubén Marcelo Villagrán Díaz

AGRADECIMIENTOS

A Dios y a la Virgen, por haberme dado la fé y la oportunidad de dar todos los pasos de mi vida en un camino sólido que solo ustedes podían iluminar.

A mi padre que no alcanzó a ver los resultados pues partió tempranamente de esta vida y aunque ya no esté entre nosotros, sigue vivo en mi pensamiento. Gracias viejo por darme las fuerzas para seguir adelante y poder cumplir el sueño que aunque no alcanzaste a ver en vida, se que te enorgulleces allá arriba. Te amo.

A mi querido viejo Ricardo y a mis abuelitos por su incomparable cariño, preocupación y apoyo en las buenas y en las malas.

A mis amados hermanos Axel y Xavier por su respeto, admiración y confianza. Gracias hermanos por tenerme como modelo a seguir.

A cada uno de los integrantes de mi familia: tíos, primos, sobrinos, etc. Gracias por confiar en mí.

A mis compañeros de los grupos de estudio Melburn, Estanford y Choclaajoma. Gracias amigos míos por esas inagotables “maratones de estudio” y por aquellas entretenidas jornadas de esparcimiento.

A mi profesor guía Carlos Carlesi, al cuerpo docente de la Escuela de Ingeniería Química y a todos los profesores que de una u otra manera contribuyeron a mi formación profesional.

RESUMEN

El presente proyecto de título consiste en un estudio de la factibilidad técnica y económica de descomponer ácido sulfúrico por medio de un catalizador.

El catalizador seleccionado consiste en óxido de cromo soportado en un sustrato de alúmina-silice-zirconia siendo el cromo el metal activo, la alúmina y la silice el soporte y la zirconia el promotor que ayuda a mantener estable la actividad del catalizador.

Durante los meses de julio-noviembre del año 2007 se desarrollaron pruebas de laboratorio en el laboratorio de la Escuela de Ingeniería Química (PUCV).

El catalizador fue preparado mediante la técnica de síntesis por combustión y fue probado a temperaturas en el rango de 700-900 °C, siendo 900° °C la temperatura donde se alcanzó la mayor conversión de H₂SO₄, dicha conversión fue de alrededor del 92%.

Las pruebas desarrolladas proporcionaron los datos necesarios para poder escalar y realizar un estudio a nivel industrial para la aplicación de esta tecnología.

La aplicación seleccionada consiste en una planta de tratamiento de efluentes descartados de faenas mineras, cuya composición típica consiste en ácido sulfúrico al 45% en peso mezclado con contaminantes sólidos como arsénico, mercurio y plomo entre otros.

El proceso contempla 4 etapas: enfriamiento y filtrado de sólidos, concentración del ácido, reacción catalítica y recuperación de calor. En la primera etapa, el ácido en fase líquida se enfría para decantar componentes insolubles a bajas temperaturas como el arsénico y el plomo. En la etapa de concentración, el contenido de ácido sulfúrico en la corriente aumenta de 45 a 80% en peso, debido a que el ácido pasa a través de un sistema de evaporación de triple efecto donde se utiliza vapor de 20 psig como medio de calentamiento en el primer efecto mientras que en los otros 2 efectos se utiliza el vapor generado en los efectos anteriores. La descomposición del ácido ocurre en fase gaseosa por lo que se contempla un sistema consistente en 2 reactores, siendo el primero un reactor/vaporizador que opera a 600 °C, temperatura suficiente para que ocurra la reacción de descomposición de ácido sulfúrico en trióxido de azufre; el segundo reactor consiste en un reactor vertical con lecho

catalítico empacado donde ocurre la reacción de descomposición de trióxido de azufre en dióxido de azufre a una temperatura de 900 °C. Ambos reactores cuentan con quemadores de gas natural para obtener la energía necesaria para operar a las temperaturas respectivas. Los gases calientes ricos en dióxido de azufre a la salida del reactor catalítico pasan a través de una caldereta que genera vapor saturado de 20 psig.

El comportamiento del reactor catalítico fue simulado utilizando el software Hysys 3.2. Los resultados obtenidos fueron optimizados mediante este software para lograr una mejora (caída de presión menor a un 10%) en el diseño definitivo del proceso.

Como parte del estudio de factibilidad técnico-económica de esta aplicación a nivel industrial, se presenta el diseño mecánico de cada uno de los equipos involucrados en el proceso.

Para una alimentación de 120 m³/d de ácido descartado, se estima una inversión de \$4.758.370 USD, con gastos operacionales de \$ 1.380.107 USD/año y ganancias de \$3.151.381 USD/año. Con estos valores, la evaluación del proyecto arroja un VAN de \$ 9.924.975 y un TIR del 47 %.

Un análisis de sensibilidad para el consumo de Gas Natural arroja que el proyecto pierde rentabilidad cuando el precio supera los 22,4 US\$/ton. Por otro lado el análisis de sensibilidad para el cambio de catalizador señala que el proyecto pierde rentabilidad cuando se realizan más de 39 cambios al año, que pueden darse principalmente por ensuciamiento, envenenamiento u obstrucción del catalizador.

TABLA DE CONTENIDOS

<u>Introducción</u>	<u>14</u>
<u>Objetivos</u>	<u>18</u>
Objetivos generales	18
Objetivos específicos	18
<u>1 Fundamentos teóricos.....</u>	<u>20</u>
1.1 Revisión bibliográfica	21
1.2 Consideraciones termodinámicas	24
1.3 Selección del catalizador	27
1.3.1 Componente activo	27
1.3.2 Soporte	31
1.3.3 Promotor	32
1.4 Técnicas de deposición.....	33
1.4.1 Síntesis por combustión.....	34
<u>2 Diseño del circuito de pruebas.....</u>	<u>38</u>
2.1 Layout básico	38
2.2 Layout modificado a condiciones del laboratorio	39
2.3 Diseño del reactor de pruebas	42
2.4 Manejo del equipo.....	45
2.4.1 Precauciones	45
2.4.2 Manejo del sistema de pruebas	46
2.5 Detección de los gases	47
2.5.1 Cuantificación de H ₂ SO ₄	47
<u>3 Pruebas de laboratorio.....</u>	<u>50</u>
3.1 Preparación del catalizador.....	50
3.1.1 Preparación del soporte.....	50
3.1.2 Preparación de las soluciones	51
3.1.3 Caracterización del catalizador.....	52
3.1.4 Preparación del catalizador mediante síntesis por combustión.....	55
3.2 Pruebas de descomposición de ácido sulfúrico	56
3.3 Interpretación de resultados.....	63
3.3.1 Determinación de parámetros cinéticos.....	63
<u>4 Descomposición catalítica de ácido sulfúrico aplicado a descartes en faenas mineras ...</u>	<u>67</u>
4.1 Descripción del proceso de tratamiento del ácido C.....	68

4.1.1	Enfriamiento y filtrado de sólidos	68
4.1.2	Concentración.....	69
4.1.3	Descomposición catalítica	69
4.1.4	Recuperación de calor	69
4.2	Diagrama de flujos del proceso.....	71
4.3	Layout general de la planta.....	73
4.4	Balances de masa, energía e hidráulico	74
4.4.1	Etapa de enfriamiento: estanque de enfriamiento T-2.....	75
4.4.2	Etapa de enfriamiento: espesador L-1.....	77
4.4.3	Etapa de concentración del ácido: evaporadores C-1, C-2 y C-3; condensador C-4 ..	81
4.4.4	Etapa de descomposición térmica y catalítica: estanque T-4; reactores R-1 y R-2	88
4.4.5	Generación de vapor mediante enfriamiento de gases de salida de R-2.....	103
5	Simulación y análisis del reactor catalítico.....	106
5.1	Ingreso de datos en Hysys 3.2.....	106
5.1.1	Calculo de la constante pre-exponencial	109
5.2	Simulación y análisis de resultados en Hysys 3.2	110
5.2.1	Ambiente de simulación.....	110
5.2.2	Calculo preliminar del volumen del reactor.....	112
5.2.3	Resultados de la simulación	113
5.2.4	Optimización de la simulación	114
5.2.5	Caso estudio	115
5.2.6	Resultados del caso estudio	116
6	Diseño mecánico.....	122
6.1	Materiales para la construcción de equipos.....	122
6.1.1	Identificación de materiales	122
6.1.2	Materiales seleccionados.....	123
6.2	Diseño de equipos	124
6.2.1	Diseño de estanques acumuladores.....	124
6.2.2	Diseño del espesador	132
6.2.3	Diseño evaporadores.....	138
6.2.4	Diseño condensador	173
6.2.5	Diseño caldereta.....	183
6.2.6	Diseño reactor térmico R-1	192
6.2.7	Diseño reactor catalítico R-2.....	202
7	Análisis económico	212
7.1	Estimación de capital fijo.....	212
7.1.1	Costos directos	212
7.1.2	Costos indirectos	218
7.1.3	Inversión	219
7.2	Costo total del producto	220
7.2.1	Gastos de producción.....	220
7.2.2	Gastos generales.....	221

7.2.3	Contingencias	221
7.2.4	Estimación costos de producción	222
7.3	Ingresos	224
7.4	Capital de trabajo	224
7.5	Flujo de caja.....	225
7.6	Análisis de sensibilidad	226
7.6.1	Gas natural	226
7.6.2	Cambio de catalizador	227
8	Conclusiones.....	229
	Referencias.....	231
	Anexo A: Datos de laboratorio	235
	Anexo B: Propiedades fisico-quimicas.....	237
	Anexo C: Criterios de diseño	241
C.1	Estimación de condiciones de entrada.....	241
C.2	Diseño intercambiadores de calor	241
C.3	Diseño calderetas.....	247
C.4	Diseño agitadores.....	250
C.5	Diseño evaporadores	250
C.6	Diseño de condensador.....	259
C.7	Diseño espesador.....	262
C.8	Diseño estanques de almacenamiento verticales	263
C.9	Dimensiones de cañerías para procesos	267
C.10	Criterios de diseño piping y boquillas.....	272
C.11	Método simplificado para flujo en dos fases	275
	anexo D: Materiales utilizados para la construcción de equipos	276
D.1	Alloy 20	276
D.2	Acero inoxidable 316.....	276
D.3	Inconel 617	277
	Anexo E: Costos de equipos e insumos	278
	Anexo F: Reactores de lecho fijo	282
F.1	Propiedades del catalizador	284
F.2	Difusividad efectiva.....	285
F.3	Balance general dentro del catalizador.....	286
F.4	Reacción de primer orden en un pellet esférico	289
F.5	Diseño de reactores de lecho fijo.....	293

INDICE DE FIGURAS

Fig. 1	Región estable de sulfatos metálicos en función de la presión y la temperatura Ref. [5]	26
Fig. 2	Relación entre Conversión de SO ₃ y Temperatura para varios óxidos metálicos y Pt en un flujo de N ₂ con un 4% de SO ₃ a una velocidad espacial de 4300 h ⁻¹ . Ref. [5].....	28
Fig. 3	Conversión de SO ₃ en función de la Temperatura para varios óxidos metálicos soportados en SiO ₂ + Al ₂ O ₃ Ref. [4]	29
Fig. 4	Actividades de catalizadores para la descomposición de ácido sulfúrico basado en la producción de SO ₂ [7].....	32
Fig. 5	Actividad de Pt/TiO ₂ durante un tiempo de operación continua de 250 h a 850 °C [7].....	33
Fig. 6	Circuito de pruebas básico para la descomposición del ácido sulfúrico	38
Fig. 7	Esquema del Circuito utilizado para las pruebas de laboratorio	41
Fig. 8	Esquema del sistema de alimentación del reactor (Medidas en mm)	43
Fig. 9	Esquema del sistema de reacción (Medidas en mm).....	43
Fig. 10	Esquema del sistema de lecho ajustable (Medidas en mm).....	44
Fig. 11	Reactor de pruebas ensamblado	45
Fig. 12	Polvos de óxido de cromo preparados por el método de síntesis por combustión.....	51
Fig. 13	Difracción de rayos X para polvos con relación urea/nitrato = 2,5.....	53
Fig. 14	Difracción de rayos X para polvos con relación urea/nitrato = 5.....	53
Fig. 15	Difracción de rayos X para polvos con relación urea/nitrato = 7,5.....	54
Fig. 16	Pellets de Cr ₂ O ₃ soportado en alumina/sílice preparados mediante síntesis por combustión	56
Fig. 17	Pruebas de sondeo para descomposición de ácido sulfúrico sobre catalizador de Cr ₂ O ₃ soportado en alumina/sílice a distintas composiciones de Cr ₂ O ₃ . Veloc. Espacial = 1.000-4.000 h ⁻¹	57
Fig. 18	Desempeño del catalizador de Cr ₂ O ₃ /alumina-sílice a varias temperaturas.....	58
Fig. 19	Desempeño del catalizador de Cr ₂ O ₃ /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 1.640 h ⁻¹	58

Fig. 20	Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-silice a varias temperaturas.....	59
Fig. 21	Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-silice a varias temperaturas.....	60
Fig. 22	Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-silice a varias temperaturas.....	61
Fig. 23	Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-silice a varias temperaturas.....	61
Fig. 24	Correlación de datos de acuerdo a la ecuación 19 (Datos de Fig. 19).....	64
Fig. 25	Esquema del proceso de tratamiento del ácido C.....	70
Fig. 26	Diagrama de Flujo del Proceso de Descomposición Catalítica de Acido C.....	72
Fig. 27	Vista planta Layout general de la planta.....	73
Fig. 28	Solubilidad del As_2O_3 (g/l) en soluciones de acido sulfúrico a varias temperaturas [1,3].....	78
Fig. 29	Solubilidad del PbSO_4 en soluciones de acido sulfúrico a 20 y 25 °C [27].....	78
Fig. 30	Perfil de flujo molar para todos los compuestos en función de la longitud para R-2.....	101
Fig. 31	Perfil de Temperaturas y Calor requerido a lo largo del Reactor R-2.....	102
Fig. 32	Ingreso de Componentes en Hysys 3.2.....	107
Fig. 33	Selección del Paquete de Fluidos (Fluid Package) en Hysys 3.2.....	108
Fig. 34	Selección del método de cálculo para el reactor (Reaction Package) en Hysys 3.2.....	108
Fig. 35	Ingreso de estequiometría y bases de la reacción en Hysys 3.2.....	109
Fig. 36	Inserción de equipos en Hysys 3.2.....	111
Fig. 37	Especificación de las corrientes en Hysys 3.2.....	111
Fig. 38	Resultados de la simulación en Hysys 3.2.....	113
Fig. 39	Herramienta Adjust en Hysys 3.2.....	114
Fig. 40	Ingreso de datos en herramienta Adjust en Hysys 3.2.....	114
Fig. 41	Resultados de la simulación ajustada.....	115
Fig. 42	Ambiente del Caso Estudio en Hysys 3.2.....	116
Fig. 43	Variación de la caída de presión en función de la longitud para el reactor.....	117

Fig. 44	Variación de la caída de presión en función del diámetro para el reactor de lecho fijo R-2	117
Fig. 45	Perfil de temperaturas en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2	119
Fig. 46	Perfil de presión en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2	119
Fig. 47	Perfil de conversión en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2.	120
Fig. 48	Esquema del Reactor R-1	197
Fig. 49	Esquema del Reactor R-2	206
Fig. 50	Análisis de Sensibilidad para variación del precio del Gas Natural	226
Fig. 51	Análisis de Sensibilidad por cambios de catalizador	227

INDICE DE TABLAS

Tabla 1	Características del soporte del catalizador	50
Tabla 2	Composición teórica de la solución para la síntesis por combustión.....	52
Tabla 3	Composición del catalizador preparado por síntesis por combustión.....	55
Tabla 4	Propiedades físicas del catalizador.....	56
Tabla 5	Resumen de condiciones de operación para la descomposición catalítica de ácido sulfúrico.....	63
Tabla 6	Caracterización del ácido C [25]	67
Tabla 7	Caracterización del ácido C por compuestos [25]	75
Tabla 8	Resultados Balance de Masa y Energía Evaporadores	86
Tabla 9	Caracterización de la corriente M23	90
Tabla 10	Caracterización corrientes de salida R-1	100
Tabla 11	Balance de masa al Reactor de descomposición catalítica R-2	101
Tabla 12	Requerimiento de calor en cada tramo del reactor R-2.....	102
Tabla 13	Especificaciones Reactor de lecho fijo R-2	118
Tabla 14	Volumen mínimo requerido por estanques acumuladores del proceso	125
Tabla 15	Dimensiones de estanques acumuladores del proceso.....	125
Tabla 16	Características de diseño de Agitadores de estanques.....	131
Tabla 17	Resultados Simulación por el Método Burgos y Concha [34].....	133
Tabla 18	Características de diseño de Agitador de Espesador L-1.....	137
Tabla 19	Factor de aceleración para zonas 1, 2 y 3.....	200
Tabla 20	Costo de Equipos (US\$) involucrados en el Proceso	213
Tabla 21	Costo de Instalación para los equipos involucrados en el estudio [36].....	214
Tabla 22	Resumen Costos de Instalación	214
Tabla 23	Costos estimados para piping.....	216
Tabla 24	Costos de construcción basados en el costo total de los equipos.....	218
Tabla 25	Resumen estimación de Capital Fijo de Inversión	219
Tabla 26	Valor insumos de operación [37]	220
Tabla 27	Valores comunes para estimación de cargos fijos.....	220
Tabla 28	Valores comunes para estimación de Gastos Generales.....	221

Tabla 29	Estimación Costo Total del Producto basado consumos de operación y estimaciones de acuerdo a las buenas practicas de ingeniería.....	223
Tabla 30	Cálculo de Ingresos por Producción y ahorro.....	224
Tabla 31	Flujo de Caja Neto del Proyecto	225

INTRODUCCION

En la actualidad existen muchos problemas ambientales causados en su mayoría por la industria química; es por esta razón, que día a día los procesos tratan de mejorarse con el fin de favorecer tanto a la industria química como al medioambiente.

Existen muchos procesos en los cuales se produce ácido sulfúrico, pero la mayoría de éste no entra en los productos comerciales finales, sino que por el contrario, termina como ácido gastado, yeso impuro u otros sulfatos de metal en forma residual. La disposición de estas basuras químicas representa un problema ambiental difícil de resolver y con el paso del tiempo se ha transformado en un serio inconveniente ya que, por un lado, las capacidades de producción se amplían, pero por otro, las regulaciones ambientales son cada vez más exigentes.

En la mayoría de los casos, el volumen de ácido gastado es generado por las industrias químicas y petroquímicas. La naturaleza del ácido varía desde altamente diluido a relativamente concentrado, con niveles bajos y altos de impurezas orgánicas e inorgánicas.

Una fuente importante de los ácidos gastados con contenidos significativos de impurezas es la industria pirometalúrgica que genera ácido gastado que contiene una concentración másica de H_2SO_4 del 40-50% y sulfatos de metal del 7-15%.

Actualmente, los métodos típicos de disposición o reciclaje de ácido sulfúrico gastado incluyen:

1. Neutralización con cal.
2. Reconcentración mediante mezcla con ácido sulfúrico deshidratado (óleum)

Hoy en día, la mayoría de las plantas se han enfocado en cambiar el actual sistema de tratamiento de riles con contenidos de sulfatos, ya que el método más usado es el tratamiento químico con precipitación de mineral (neutralización con cal, piedra caliza o sales de bario), el cual disminuye el contenido de sulfatos pero no logra disminuirlos hasta los niveles impuestos por los organismos reguladores de control de contaminación que genera además un precipitado que en teoría representa un desecho y por lo tanto debe ser retirado

y trasladado a otra área, lo que se traduce en un costo adicional del proceso. La reconcentración de ácidos débiles mezclándolo con ácido sulfúrico deshidratado, también tiene límites prácticos, de hecho, este método es conveniente solamente cuando se tratan volúmenes pequeños de ácidos, lo que implica altas concentraciones de H_2SO_4 .

Todo lo anterior señala que la regeneración de ácido sulfúrico gastado es uno de los métodos disponibles mas apropiados para obtener un producto de la calidad original y que al mismo tiempo cumple con las regulaciones ambientales.

La regeneración del ácido gastado abarca normalmente dos pasos de proceso:

1. Concentración del ácido gastado al nivel factible más alto, junto con la separación de sales al grado necesario.
2. Descomposición del ácido gastado y /o de sulfatos.

Ningún procedimiento se puede considerar universalmente conveniente para concentrar todos los tipos de ácidos sulfúricos gastados. La opción del método de evaporación depende del uso para el cual el ácido sulfúrico regenerado esté destinado y de si este uso puede tolerar las impurezas residuales.

La selección de un procedimiento apropiado para la descomposición es crucial para una operación satisfactoria, donde la composición del ácido, sólido y sales contenidas son factores determinantes.

El punto de partida del presente proyecto se basa en el estudio realizado por Víctor Peña en su Memoria de título "Descomposición Térmica de Acido Sulfúrico" [1]. En dicha memoria de titulo se utilizó un ácido de descarte con un contenido de 50% en peso de H_2SO_4 y una significativa cantidad de impurezas metálicas; tras los resultados de las pruebas de laboratorio éste ácido se logró concentrar hasta un 80% en peso, además de eliminar sustancialmente el contenido de algunos metales presentes originalmente. Un vez que se concentra, el acido pasa a un reactor de descomposición térmica y es en este punto donde es preciso centrar la atención, ya que, a pesar de que en la Investigación de Peña [1] se logran conversiones muy altas, el requerimiento energético en esta etapa también es bastante alto. Sin embargo, el análisis económico mostró que es una alternativa conveniente.

De esta manera, el principal objetivo de esta memoria de título, es lograr reducir la temperatura de descomposición del ácido sulfúrico en un rango de 100-200 °C con respecto a la descomposición térmica que ocurre a 1050 °C.

Debido a limitaciones termodinámicas y la necesidad de una cinética rápida en la reacción de descomposición del ácido sulfúrico, se necesitan temperaturas altas para lograr altos niveles de conversión, pero por un asunto de consumo energético es preciso que esta reacción sea llevada a cabo a una temperatura inferior a 1000 °C. Para tales fines, la reacción solo ocurre en presencia de un catalizador, puesto que la reacción de descomposición de ácido sulfúrico ocurre en dos pasos: una descomposición térmica no catalítica del ácido para formar los productos gaseosos SO_3 y H_2O a temperaturas sobre los 450 °C seguido por una descomposición catalítica del SO_3 para generar los productos SO_2 y O_2 , la cual es del orden del 15-20% a menos de 1000 °C sin la presencia de un catalizador [2].

La literatura disponible informa acerca de investigaciones de catalizadores para la descomposición del ácido sulfúrico que fueron llevadas a cabo entre las décadas de los setenta y ochenta [2-5], donde en la mayoría de los casos se examinó la conducta del catalizador bajo condiciones ideales, incluyendo soluciones ácidas muy diluidas, catalizador en exceso, velocidades espaciales bajas y tiempos experimentales cortos. Esos estudios determinaron que había pocos catalizadores altamente activos y se concluyó que la mayoría de los catalizadores metálicos tienen baja actividad debido a la formación de sulfatos en los catalizadores [4,5], lo que reduce el margen de investigación y permite enfocarse únicamente en los catalizadores que según bibliografía presentan mayor actividad.

En los últimos años, a raíz de la gran expectativa acerca de la utilización del hidrógeno como fuente de energía, ha resurgido el interés en procesos de descomposición de ácido sulfúrico debido a que este proceso individual constituye una de las partes más importantes del ciclo termoquímico de producción de hidrógeno, aunque como se puede apreciar en la mayor parte de los artículos revisados en el Capítulo 1 se utiliza energía solar para lograr la temperatura de descomposición, lo cual está fuera del alcance de este estudio.

En la presente memoria de título se presentan los estudios a escala desarrollados en los laboratorios de la Escuela de Ingeniería Química (PUCV). Dichos estudios contemplaron la

síntesis del catalizador, el diseño del circuito de pruebas y la ejecución y análisis de pruebas de laboratorio. Mediante los resultados a nivel de laboratorio es posible determinar datos cruciales para el diseño a nivel industrial para luego determinar la factibilidad técnico-económica del proyecto.

OBJETIVOS

Objetivos Generales

- 1 Reducir la temperatura de descomposición térmica de H_2SO_4 en un rango de 100-200 °C.
- 2 Analizar la factibilidad técnica-económica de la introducción de un sistema catalítico a un proceso de descomposición del ácido sulfúrico de descarte para la recuperación de dióxido de azufre (anhídrido sulfuroso) y separación de metales pesados.

Objetivos específicos

- 1 Realizar una selección del material (óxido metálico), ruta de síntesis y depósito sobre un sustrato-soporte para la reacción catalítica.
- 2 Desarrollar un procedimiento de síntesis del material.
- 3 Desarrollar reactor a escala laboratorio para prueba de actividad catalítica.
- 4 Diseñar una planta a nivel industrial para tratar ácido sulfúrico gastado y descomponerlo catalíticamente.
- 5 Simular un reactor catalítico con la información obtenida en las pruebas de laboratorio.
- 6 Evaluar la factibilidad económica de implementar la tecnología estudiada en un proceso industrial.



CAPÍTULO

1

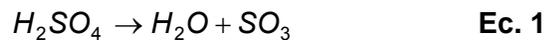
FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

La catálisis es el proceso mediante el cual un agente catalítico causa una reducción en la energía de activación del complejo de transición y, por ende, la velocidad r_i de una reacción termodinámicamente factible, se incrementa con respecto al proceso no catalizado [6].

La descomposición del ácido sulfúrico ocurre mediante 2 pasos sucesivos [7]:

1. La descomposición de H_2SO_4 en H_2O y SO_3 es predominante entre los 125 y 450 °C. Sobre 450 °C, la constante de equilibrio de la reacción (Ec.1) (el cociente entre la multiplicación de las composiciones y la multiplicación de las composiciones de los reactantes) se hace más alta que 1 y su valor aumenta rápidamente.



2. El segundo proceso es la reducción de trióxido de azufre a SO_2 . Para que ocurra esta reacción endotérmica se necesita una alta temperatura y la constante de equilibrio de la reacción (Ec.2) se hace más alta que 1 a 1050 °C.



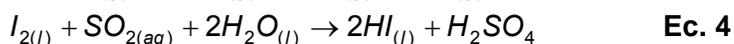
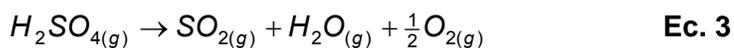
Si la reacción (Ec.2) ocurre utilizando un catalizador, es posible reducir la temperatura de operación, lo cual impactaría directamente en los costos operacionales.

Para tener un mayor acercamiento a lo que representa el proceso catalítico, la primera etapa de este estudio contempla una revisión bibliográfica donde se recopiló una cantidad importante de información respecto a la descomposición catalítica del SO_3 , la cual se detalla a continuación.

1.1 Revisión Bibliográfica

Durante las ultimas dos décadas ha aumentado el interés por obtener hidrógeno, principalmente en países de la Unión Europea que ven a éste producto como la principal fuente de energía en un futuro cercano. El interés se ha visto reflejado en los numerosos estudios en la reacción de disociación de la molécula de agua y específicamente en ciclos termodinámicos que involucran a esta reacción [11].

Uno de los ciclos de mayor popularidad en la comunidad científica y en el cual se ha puesto especial atención es el ciclo termodinámico yodo-azufre, cuyas reacciones se muestran a continuación:



La reacción (Ec.3) es exactamente la misma que ocurre en el caso estudiado, por lo tanto estos estudios proporcionan información muy útil que sirve como referencia para guiar el estudio de la descomposición catalítica del acido sulfúrico proveniente de una corriente de descarte de faenas mineras.

De la información recopilada se deduce que los estudios referentes a este tema comenzaron a fines de los años setenta, donde Dokiya y sus colaboradores [2] estudiaron la descomposición de ácido sulfúrico como una etapa de los ciclos termodinámicos que involucran disociación de la molécula de agua, para ello analizaron la actividad catalítica de varios óxidos metálicos con el fin de hallar un catalizador eficiente para descomponer ácido sulfúrico. El estudio consistió en medir la actividad catalítica de SiO₂, Al₂O₃, ZnO, CuO, NiO, Fe₂O₃, MnO, Cr₂O₃, V₂O₅ y TiO₂ a temperaturas entre 800 y 870 °C y presión atmosférica. La conclusión fue que el óxido de fierro (III) poseía la mayor actividad catalítica, y que para Al₂O₃, ZnO, NiO, CoO y MnO la actividad catalítica era bastante reducida bajo las condiciones de medición.

El orden decreciente de la actividad catalítica según las pruebas realizadas se estableció como: Fe₂O₃ > V₂O₅ > Cr₂O₃ > CuO > Co₃O₄ > TiO₂ > ZnO > MnO₂ > NiO > SiO₂. Además se observó que cuando las condiciones de reacción eran muy severas (más de 800 °C en

presencia de vapor) existía una rápida reducción en el área específica de superficie y en la actividad catalítica. Para evitar las desventajas mencionadas, se utilizó óxido de fierro (III) pelletizado y sinterizado (1000 °C, 6 h), el cual mostró un actividad casi constante durante 120 h de reacción.

Las investigaciones continuaron durante la década de los ochenta, y es así como Ishikawa y otros [3] estudiaron la descomposición de H_2SO_4 y la generación de HBr como parte de la investigación y el desarrollo de producción termoquímica de hidrógeno desde agua. Para ello analizaron las actividades catalíticas de varios metales y óxidos metálicos para la descomposición catalítica del ácido sulfúrico en un reactor de lecho fijo, siendo el $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3$ el catalizador de mejor desempeño, ya que presentó una conversión muy cercana al equilibrio a temperaturas entre 800 y 900 °C y a una velocidad espacial de 104 h^{-1} . Además se observó que los óxidos metálicos tales como CuO y Fe_2O_3 poseen una actividad similar al catalizador de Pt.

Brittain y Hildenbrand [4] confirmaron la alta eficiencia del catalizador de Pt, estudiando además la efectividad de varios catalizadores para el proceso $\text{SO}_3 \rightarrow \text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2$. Las mediciones fueron llevadas a cabo en el rango de 327-727 °C a presiones cercanas a 10^{-6} atm, encontrando que varios metales y óxidos metálicos en polvo que son catalizadores efectivos para la descomposición de MgSO_4 tienen buena eficiencia en la descomposición de SO_3 , aunque la diferencia de las temperaturas a las que comienza la actividad catalítica es considerable; estas temperaturas fueron 327 °C para Pt y Ru y cerca de 527 °C para CoO . Según dicho estudio, la eficiencia catalítica se puede ordenar como $\text{Pt} > \text{Ru} > \text{V}_2\text{O}_4 > \text{Cr}_2\text{O}_3 > \text{Fe}_2\text{O}_3 > \text{NiO} > \text{Mn}_3\text{O}_4 > \text{CoO}$. La conclusión fue que los óxidos metálicos son efectivos sólo sobre la región en la que los sulfatos correspondientes son inestables.

Las conclusiones de Ishikawa y la de Brittain y Hildenbrand fueron ratificadas años más tarde por Tagawa y Endo [5], en un artículo que describe el estudio sobre la actividad catalítica de varios óxidos metálicos para la descomposición del trióxido de azufre como reacción generadora de oxígeno en el ciclo termoquímico de la disociación de la molécula de agua. Tagawa y Endo realizaron mediciones con óxidos de Ce(IV) , Cr(III) , Fe(III) , Al, Ni, Cu y Pt en el rango de 600 a 950 °C, a velocidades espaciales de 4300 a 20000 h^{-1} en un reactor de lecho fijo. El orden decreciente de las actividades para una concentración inicial de SO_3 de 4,0 % mol fue así: $\text{Pt} \approx \text{Cr}_2\text{O}_3 > \text{Fe}_2\text{O}_3 > (\text{CuO}) > \text{CeO}_2 > \text{NiO} > \text{Al}_2\text{O}_3$. La actividad del Cr_2O_3

sobre los 700 °C fue casi la misma del catalizador de Pt. La conclusión fue que la actividad catalítica para los óxidos metálicos está estrechamente relacionada con sus propiedades termodinámicas: mientras más inestable es el sulfato, mayor es la actividad catalítica del óxido.

No existe mucha información de estudios realizados durante la década de los noventa, sin embargo, el interés renació en el siglo XXI y es así como durante los años 2006 y 2007 se llevaron a cabo una cantidad importante de estudios de catálisis relacionados con la descomposición de ácido sulfúrico a raíz del interés de producir hidrogeno, cuyo paso principal es la ecuación (Ec.1). Karasawa y otros [6] publicaron un artículo en el año 2006 en el cual se evalúa la descomposición de SO_3 en SO_2 y O_2 en un reactor de flujo continuo. La velocidad de descomposición del SO_3 fue medida en función de la temperatura y de la concentración de oxígeno, utilizando un modelo cinético y asumiendo que la reacción es homogénea de primer orden. La constante de velocidad de descomposición sin catalizador fue estimada como $2,23 \cdot 10^{12} \exp(-39295/T) \text{ s}^{-1}$. Cuando se utilizó hematita (Fe_2O_3) como catalizador, la constante de la velocidad de descomposición aumentó a $6,79 \cdot 10^5 \exp(-20021/T) \text{ s}^{-1}$. Los cálculos de cinética de reacción mostraron que a 900 °C la descomposición del SO_3 alcanza un 90% de conversión utilizando este catalizador. La conclusión a la que llegaron es que el uso de hematita como catalizador sería efectivo para disminuir el tamaño de un reactor de descomposición de SO_3 a temperaturas menores que 1000 °C.

Uno de los artículos interesantes publicados durante el 2006 fue el de Kim y otros [7], donde se presenta una investigación acerca de la actividad de los catalizadores de Fe/Al y Fe/Ti sintetizados por el método de co-precipitación. La descomposición SO_3 fue realizada en el rango de temperatura entre 750 y 950 °C a una velocidad espacial de 72000 [$\text{cm}^3/\text{g}_{\text{cat}} \cdot \text{h}$] en un reactor de lecho fijo. La actividad catalítica de los catalizadores de Fe/Al y Fe/Ti aumentó cuando se aumentaron las cargas de Fe, indicando que el Fe es un componente activo y puede alcanzar conversiones cercanas al 90% a temperaturas de alrededor de 950 °C. El estudio concluye que el mecanismo para la descomposición de SO_3 en óxidos metálicos puede ser descrito como: la formación de un sulfato metálico ($\text{MO} + \text{SO}_3 \rightarrow \text{MSO}_4$) y la descomposición del sulfato metálico ($\text{MSO}_4 \rightarrow \text{MO}_2 + \text{SO}_2$ y $\text{MO}_2 \rightarrow \text{MO} + \frac{1}{2}\text{O}_2$).

Otro artículo relevante publicado durante el año 2006 es el de Barbarossa y otros [8], donde se discuten resultados experimentales utilizando dos catalizadores – una aleación Pd-Ag y óxido férrico (Fe_2O_3) – se evalúa el efecto en la eficiencia de la disociación a varias temperaturas. Ambos catalizadores muestran una gran disminución de la temperatura de reacción con respecto a la descomposición del ácido sin catalizador. Utilizando estos catalizadores la temperatura a la que comienza la descomposición del SO_3 en SO_2 fue disminuida a $600\text{ }^\circ\text{C}$ en vez de $900\text{ }^\circ\text{C}$. La conclusión fue que la descomposición del H_2SO_4 en presencia de un catalizador podría trabajar eficientemente cerca de los $877\text{ }^\circ\text{C}$ en vez de $1127\text{--}1327\text{ }^\circ\text{C}$.

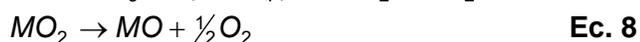
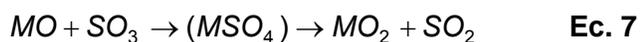
El artículo más reciente encontrado en esta revisión data del año 2007 y fue publicado por Ginosara [10]. Aquí se investiga la actividad y estabilidad de varios catalizadores de platino soportado en óxidos metálicos. Las reacciones fueron llevadas a cabo utilizando una alimentación de ácido sulfúrico líquido y concentrado (96% en peso) a presión atmosférica, a temperaturas entre 800 y $850\text{ }^\circ\text{C}$ y una velocidad espacial de $52\text{ g}_{\text{ácido}}/\text{g}_{\text{cat}}\cdot\text{h}$. Se investigó la influencia de la exposición a condiciones de reacción para tres catalizadores: Pt (0.1–0.2 %) soportado en alúmina, zirconia y titania. Los resultados llevaron a la conclusión de que debido a las altas áreas superficiales de los catalizadores de Pt/ Al_2O_3 y Pt/ ZrO_2 , estos presentan una actividad alta.

1.2 Consideraciones Termodinámicas

La composición de equilibrio está en función de la temperatura y es determinada por la energía libre de Gibbs de la reacción (Ec.2).

$$\Delta G^0 = -RT \cdot \ln \left[\frac{p(\text{SO}_2)p(\text{O}_2)^{1/2}}{p(\text{SO}_3)} \right] \quad \text{Ec. 6}$$

Cuando un óxido metálico se usa como catalizador oxidadante, la catálisis puede ser interpretada usando un concepto de ciclos de oxidación-reducción para el óxido metálico. De acuerdo a este concepto la descomposición del trióxido de azufre a dióxido de azufre y oxígeno, ocurre por repetición de las siguientes reacciones:



MO y MO₂ son la forma reducida y oxidada del catalizador (óxido metálico), respectivamente, y (MSO₄) un estado transitorio, es decir, el estado de un complejo activado. Si este concepto es aceptable, el óxido metálico utilizado como catalizador podría tener la capacidad de formar sulfatos. Además, el sulfato debe ser descompuesto aun a bajas temperaturas, porque si el sulfato es estable no puede convertirse en óxido. Por lo tanto, la descomposición térmica de sulfatos metálicos puede ser considerada con el fin de encontrar un catalizador para la descomposición de ácido sulfúrico. La descomposición de sulfatos metálicos se representa según las siguientes fórmulas [12].



M(n) es un metal con estado de oxidación n. El SO₃ producido en la reacción (Ec.9) es autocatalíticamente descompuesto a SO₂ y oxígeno como se muestra en la ecuación (Ec.10).

La estabilidad del sulfato metálico puede ser definida y evaluada por el cambio de la energía libre de Gibbs de descomposición, $\Delta G_d^0(T)$. La presión de descomposición, o la presión de equilibrio, está dada por la energía libre de Gibbs de descomposición como:

$$\Delta G_d^0(T) = -RT \ln p(SO_3) \quad \text{Ec. 11}$$

Aquí, $p(SO_3)$ es la presión de descomposición del SO₃ sobre el sulfato. La energía libre de Gibbs de descomposición para la mayoría de los sulfatos metálicos está tabulada [12], pero puede ser calculada usando cambios de entropía y entalpía para la descomposición a 25 °C (ΔS_{d298}^0 y ΔH_{d298}^0) y el cambio de capacidad calorífica $\Delta C_p(T)$.

La Fig. 1 fue adaptada de la Ref. [5], donde se muestra la relación entre presión de descomposición del SO₃ y temperatura para los sulfatos. Las líneas muestran la presión de descomposición de los sulfatos a cualquier temperatura, donde el sulfato y el óxido existen en la región bajo y sobre cada curva, respectivamente.

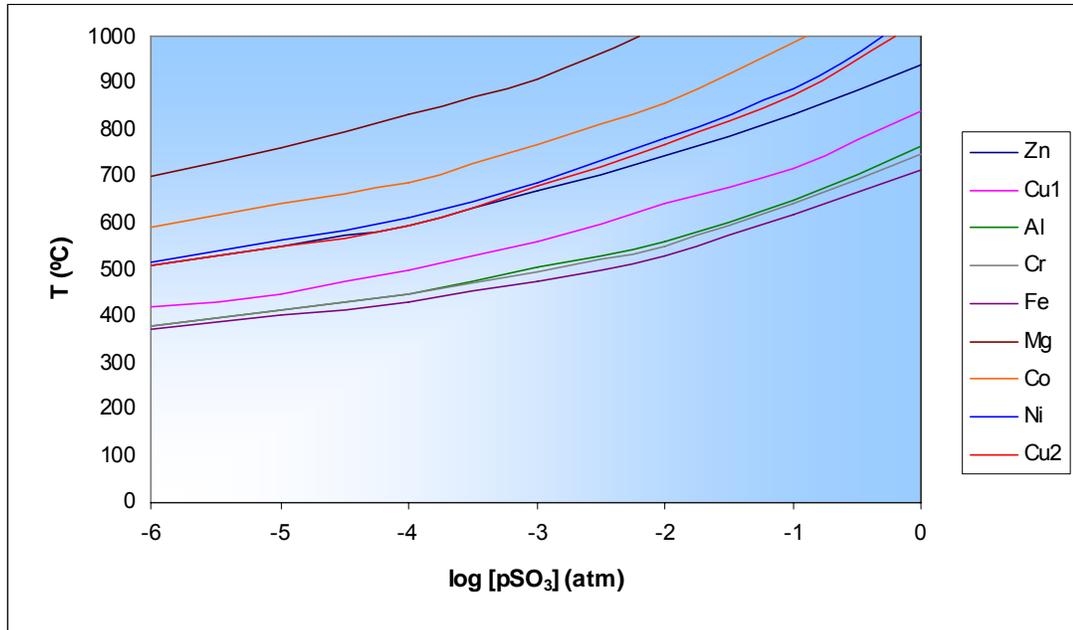


Fig. 1 Región estable de sulfatos metálicos en función de la presión y la temperatura Ref. [5]

Cuando la temperatura traspasa la curva de presión del SO_3 , el sulfato metálico cambia a óxido en el siguiente orden: $\text{Fe} > \text{Cr} > \text{Al} > \text{Cu} > \text{Zn} > \text{Ni} > \text{Co} > \text{Mg}$. Para sulfatos de hierro y cromo, aunque el orden es $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 > \text{Cr}_2(\text{SO}_4)_3$, la diferencia de presiones de descomposición de ambos sulfatos es pequeña porque la diferencia entre las energías libre de Gibbs para la descomposición de ambos sulfatos es también muy pequeña.

Los estudios realizados por Brittain y Hlidenbrand [4] y Tagawa y Endo [5] llegaron a una conclusión similar: el orden de los óxidos (Fig.1) se convierte en el orden de inestabilidad de los sulfatos metálicos a cualquier presión de SO_3 . La presión parcial del SO_3 en el vapor de un ácido sulfúrico concentrado es el 50% de la presión total. Los óxidos de cromo y hierro pueden existir a temperaturas sobre los 715 y 610 °C.

El primer paso de la descomposición del ácido sulfúrico es la evaporación, seguido por su conversión en SO_3 y H_2O . Estos 2 procesos ocurren en el mismo rango de temperatura y conducen a la mezcla de H_2SO_4 gaseoso, trióxido de azufre y agua y su conversión completa se aprecia a los 450 °C. El trióxido de azufre no es estable a altas temperaturas y su descomposición conduce a la formación de SO_2 ; la conversión del SO_3 comienza a ocurrir a los 427 °C y es completa a los 927 °C. No obstante, esta reacción exhibe una importante limitación cinética aun a temperaturas altas, por lo que la producción de SO_2 podría disminuir a tiempos de residencia bajos.

1.3 Selección del Catalizador

Mediante la revisión de las publicaciones relevantes en la sección 1.2, se logró recopilar una gran cantidad de información, que en adición a las consideraciones termodinámicas constituyen el punto de partida para seleccionar el catalizador que se utilizará en las pruebas de laboratorio; dicho catalizador debe cumplir con 3 características fundamentales:

1. Alto rendimiento
2. Disponibilidad de recursos requeridos para su preparación a nivel de laboratorio
3. Costo de acuerdo a los recursos disponibles para el proyecto

Todos los catalizadores que han sido estudiados para este proceso tienen en común que son óxidos metálicos dispersos en un sustrato de baja actividad catalítica; estos catalizadores se conocen como catalizadores de metal soportado, ya que una partícula sólida se utiliza como lugar de soporte del metal catalíticamente activo, el cual se encuentra generalmente como una sal o como un óxido metálico.

Bien es sabido que no todos los soportes ni todos los óxidos metálicos son compatibles entre sí; y es por esta razón que a continuación se analiza la participación de cada uno por separado en la reacción, para poder llegar finalmente a seleccionar el catalizador cuyas características se adecuen de mejor manera a las ya mencionadas.

1.3.1 Componente Activo

Como se puede apreciar en la revisión bibliográfica, se han realizado muchas investigaciones en relación al componente activo con el fin de identificar un catalizador que sea capaz de descomponer ácido sulfúrico de manera selectiva, lo que ha dado lugar a que el estudio del componente activo se enfoque directamente en un óxido metálico. En el caso de los metales, se tienen investigaciones utilizando mayoritariamente metales de la Primera serie de transición (4º Periodo): V [2, 4], Ti [2], Cr [2, 4, 5], Mn [2, 4], Fe [3-8], Co [4], Ni [2, 4, 5], Cu [2, 3, 5] y Zn [2]; aunque también han sido probados metales de la Segunda y Tercera serie de transición (5º y 6º Periodo): Ru [4] y Pt [3-5, 10] respectivamente. Las investigaciones utilizando aleaciones son más escasas, pero en la Ref. [8] se utiliza una aleación de Pd-Ag.

Es posible deducir por la fecha de las publicaciones que durante la década de los ochenta se realizaron varios estudios en los que el metal activo de uso mas común era el platino (Pt); los resultados son bastante concluyentes: el platino permite que el SO_3 alcance una conversión muy cercana al equilibrio a cualquier temperatura sobre $600\text{ }^\circ\text{C}$ y una velocidad espacial de 4300 h^{-1} . La baja temperatura de reacción hace que se reduzca mucho el abanico de soportes para este metal ya que a estas temperaturas la mayoría de los soportes – alumina (Al_2O_3), sílice (SiO_2) y oxido de zinc (ZnO) – están en la zona de los sulfatos (Fig. 1) lo que indica que son inestables; esto sumado al alto costo de este metal ha hecho que las investigaciones se centren en buscar otro metal (oxido metálico) que posea características catalíticas similares para esta reacción.

Como se puede apreciar en las Figs. 2 y 3, los estudios no sólo se han enfocado en la actividad del platino, sino que han puesto la atención en óxidos metálicos pertenecientes en su mayoría a la primera serie de transición.

En las referencias [4 y 5] los metales que destacan por su actividad son el cromo y el fierro, cuya disponibilidad en el laboratorio y costo al alcance del presupuesto de la Investigación hacen que sea posible utilizar uno de estos metales como agente activo en el catalizador.

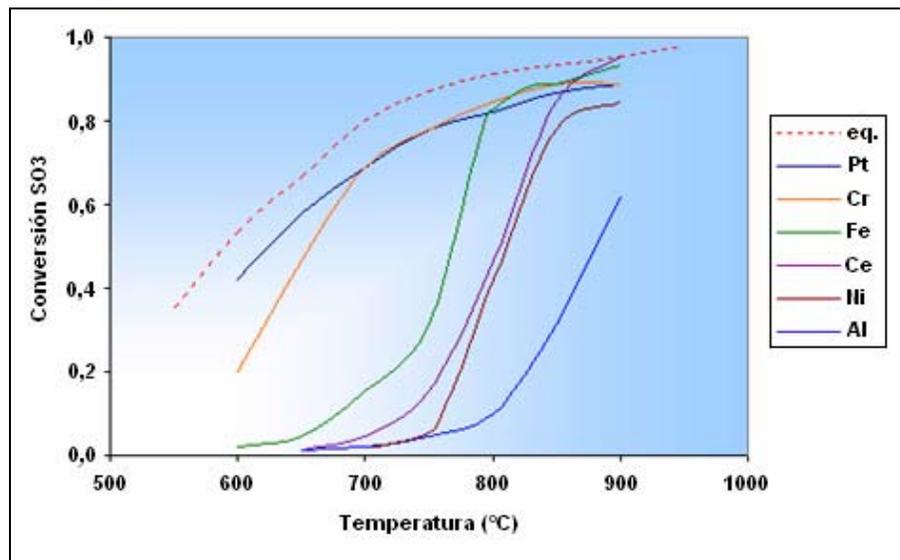


Fig. 2 Relación entre Conversión de SO_3 y Temperatura para varios óxidos metálicos y Pt en un flujo de N_2 con un 4% de SO_3 a una velocidad espacial de 4300 h^{-1} . Ref. [5]

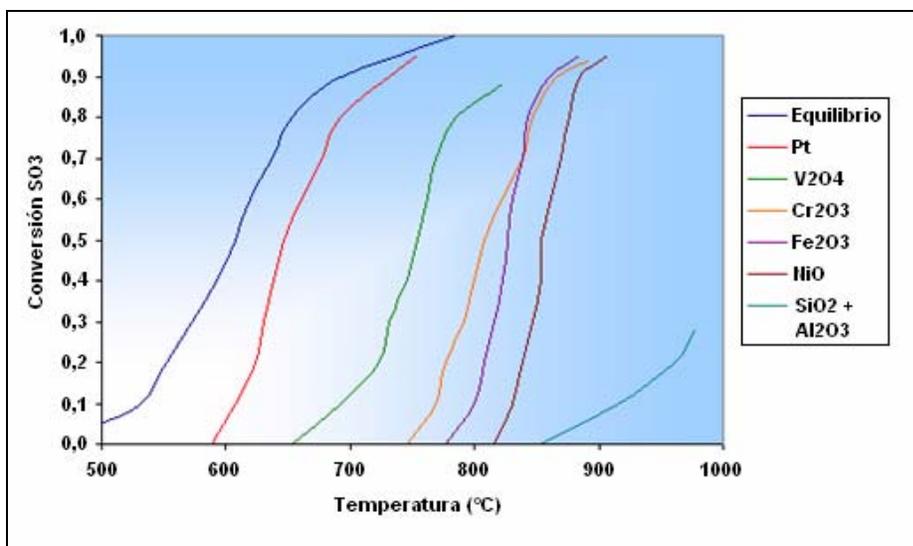


Fig. 3 Conversión de SO₃ en función de la Temperatura para varios óxidos metálicos soportados en SiO₂ + Al₂O₃ Ref. [4]

En la Fig. 2 se muestra la relación entre conversión de SO₃ a SO₂ y temperatura para el catalizador de Pt y los otros óxidos metálicos, donde la concentración inicial de SO₃ en el gas de entrada fue 4,0 % mol a una velocidad espacial de 4300 h⁻¹; estas mediciones fueron realizadas durante largos períodos de tiempo. En la Fig. se puede apreciar que el orden de las actividades catalíticas está dado por Cr₂O₃ > Fe₂O₃ > CeO₂ > NiO > Al₂O₃.

El orden de las actividades obtenidas en la investigación desarrollada por Tagawa y Endo [5] no es el mismo que reportaron Dokiya [2] e Ishikawa [3]; ellos reportaron el orden de Fe₂O₃ > V₂O₅ > Cr₂O₃ > CuO > CoO > TiO₂ > ZnO > NiO, MnO₂ > Al₂O₃ y Fe₂O₃ > V₂O₅ > CuO, Cr₂O₃ > CeO₂ > CoO > ZnO > Al₂O₃, respectivamente.

La diferencia en el orden de actividades reportadas por Ishikawa y Dokiya con respecto a las reportadas por Tagawa y Endo, se debe principalmente a 2 factores:

1. Las pruebas de Dokiya e Ishikawa se realizaron con polvos finos de óxidos comprimidos en forma de pellets sin utilizar ningún soporte.
2. Los resultados de Dokiya fueron obtenidos en pruebas de corta duración. Si sus experimentos fuesen llevados a cabo en estado estacionario por un largo periodo de tiempo, el orden de la actividad catalítica podría cambiar al reportado por Tagawa.

En otra referencia bibliográfica [4] se aprecia que cuando el MgSO_4 es descompuesto en presencia de Pt o un óxido metálico, la actividad catalítica de los óxidos para la descomposición de SO_3 mostró un orden: $\text{Pt} > \text{CuO} > \text{Cr}_2\text{O}_3 > \text{Fe}_2\text{O}_3 > \text{NiO}$. El orden es similar al obtenido por Tagawa y Endo, excepto para el CuO.

En la Fig. 2, la curva de conversión vs. temperatura para el óxido de fierro (III) comienza a temperaturas sobre $650\text{ }^\circ\text{C}$ y la actividad se hace comparable a los catalizadores de Pt y Cr_2O_3 sobre $850\text{ }^\circ\text{C}$. En el estudio de Tagawa y Endo se observó que una parte de los pellets de Fe_2O_3 cambió a sulfato a $650\text{ }^\circ\text{C}$ o menos, lo cual causa una disminución notable en la conversión del SO_3 . Se informó, además, que el óxido de fierro (III) tiene alta actividad al comienzo, pero la conversión decrece lentamente con el tiempo bajo los $700\text{ }^\circ\text{C}$.

Para el catalizador de óxido de cromo (III), la Fig. 2 muestra que el SO_3 se descompone de manera cercana a la composición de equilibrio sobre $700\text{ }^\circ\text{C}$ a una velocidad espacial de 4300 h^{-1} . Se puede apreciar con facilidad que la actividad catalítica para el Cr_2O_3 es más alta que para los otros óxidos y no existe mucha diferencia en la actividad catalítica del Pt y el Cr_2O_3 sobre $750\text{ }^\circ\text{C}$; además, no existió una disminución de la actividad catalítica con el aumento del tiempo, e incluso el catalizador de Cr_2O_3 no cambió a sulfato aun a $650\text{ }^\circ\text{C}$ en presencia de vapor de ácido sulfúrico.

A nivel molecular, en ambos casos existen orbitales d incompletos en el metal, y debido a que la configuración del óxido es octaédrica (óxidos de cromo y fierro) la gran diferencia de energía entre los distintos subniveles d hace que los electrones del metal permanezcan en su nivel más bajo dejando libres dos subniveles d de mayor energía [14]. Sólo en el óxido de cromo los orbitales d de mayor energía quedan libres para interactuar con el azufre dado que en el óxido de fierro se ocupan total o parcialmente con el oxígeno del óxido. La interacción metal-azufre ocurre en el orbital d del metal y el s del azufre que no forma parte de su reacción con el oxígeno (electrones n).

Los antecedentes mencionados sumados a las consideraciones termodinámicas justifican el hecho de que se tome la decisión de utilizar Cromo en su forma de óxido (Cr_2O_3) como metal activo.

1.3.2 Soporte

El soporte es un componente que se utiliza para extender el área del agente activo y así aumentar su disponibilidad en la superficie; generalmente presenta una actividad baja en la reacción [13]. Un buen soporte debe poseer 2 propiedades importantes:

- 1 Debe ser estable bajo las condiciones de reacción
- 2 Debe tener un área de superficie específica alta

Adicionalmente el soporte tiene otros efectos en el desempeño catalítico de un catalizador activo, los que se han observado también en catalizadores para la descomposición de ácido sulfúrico. Si bien, en las referencias revisadas en la sección 1.1 utilizan catalizadores soportados, la mayoría de las investigaciones se centran específicamente en el componente activo. Sin embargo, existe una referencia en la cual realizan pruebas con distintos soportes utilizando Pt como metal activo, lo que representa un importante acercamiento en la misión de seleccionar un soporte adecuado.

Si se observa la Fig. 4, la actividad para el catalizador soportado en zirconia es la más alta a 800 °C, seguido por los catalizadores soportados en alumina y titania, sin embargo el orden cambia cuando la temperatura es de 850 °C, siendo el catalizador más activo el soportado en alumina, dejando en segunda posición al que utiliza zirconia como soporte; esto indica que a altas temperaturas la alumina es un mejor soporte.

A pesar de que la información proporcionada en el estudio de Ginosara y sus colaboradores [7] puede dar una buena aproximación para determinar que soporte utilizar, se debe considerar que el estudio se realizó con platino como metal activo y a pesar que el cromo tiene un comportamiento catalítico similar en alumina, no se tiene claro como se comporta cuando es soportado en sílice.

La sílice se utiliza como catalizador en procesos tales como hidrogenación, polimerización o algunas oxidaciones. Tiene excelentes propiedades, tales como tamaño de poro, tamaño de partícula y área de superficie. Comparado con la alumina, la sílice posee una estabilidad térmica más baja, pero posee un área de superficie mayor (200-300 m²/g) [15].

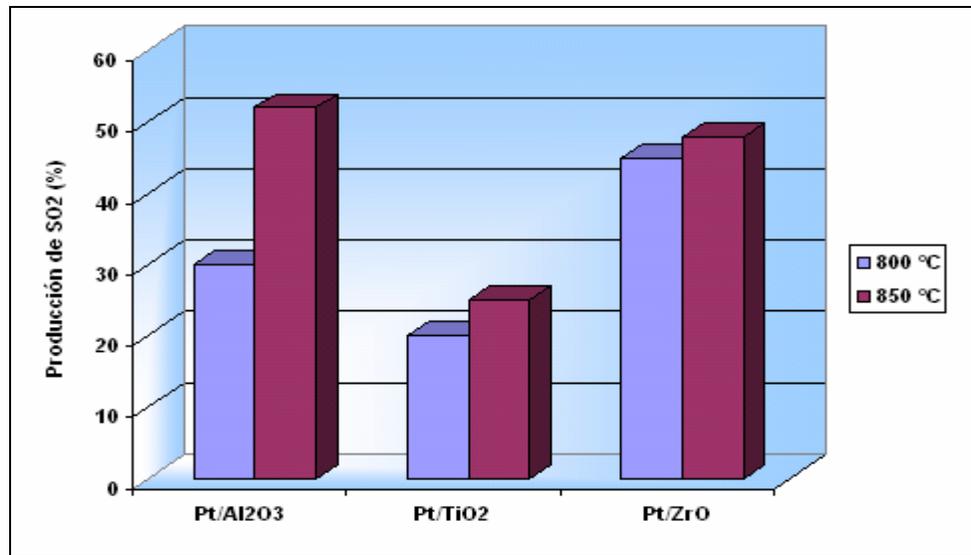


Fig. 4 Actividades de catalizadores para la descomposición de ácido sulfúrico basado en la producción de SO₂ [7].

La alumina es el soporte más extensamente utilizado en procesos catalíticos debido a su excelente estabilidad térmica, estabilidad mecánica y su rica química. Aunque el óxido de aluminio existe en varias estructuras, sólo tres fases son de interés: α -Al₂O₃ (no poroso), η -Al₂O₃ y γ -Al₂O₃ (porosos). La γ -Al₂O₃ ofrece un área de superficie alta (50–300 m²/g), mesoporos de entre 5 y 15 nm, volúmenes de poro cercanos a 0,6 cm³/g, alta estabilidad térmica y la ventaja de ser moldeados como pellets mecánicamente estables [15].

Las características de ambos soportes son bastante atractivas, lo cual lleva a pensar en que la utilización de un soporte mixto es un buen candidato; por lo tanto, en esta Investigación se utilizará un soporte mixto de alumina-sílice tratando de mantener las proporciones lo más similares posibles.

1.3.3 Promotor

El promotor es un componente químico que se agrega al catalizador con el objeto de mejorar sus cualidades. Presentan poca o ninguna actividad catalítica, pero adicionadas a un agente activo aumentan la eficiencia en forma significativa. A nivel general, su proporción en el catalizador es muy inferior a la del material activo [13].

Los promotores se clasifican como físicos o químicos. Los físicos son empleados

principalmente para estabilizar las características estructurales del sólido tales como mantener la integridad física del soporte y/o depositar el agente catalítico. Los promotores de tipo químico incrementan la actividad catalítica intrínseca del agente activo: aumentan la transferencia de electrones entre reactivo y catalizador.

En el caso de este estudio se tomarán en cuenta las conclusiones obtenidas por Ginosara y otros [7], donde el óxido de titanio es utilizado como un soporte y presenta una actividad catalítica mucho menor que la alumina y el óxido de zirconio, pero contribuye enormemente a la estabilidad del catalizador con el paso del tiempo, tal como se aprecia en la Fig. 5. Por lo tanto, se justifica que el catalizador contenga una pequeña proporción de óxido de titanio, el cual actuará como un promotor de la actividad del catalizador en el tiempo.

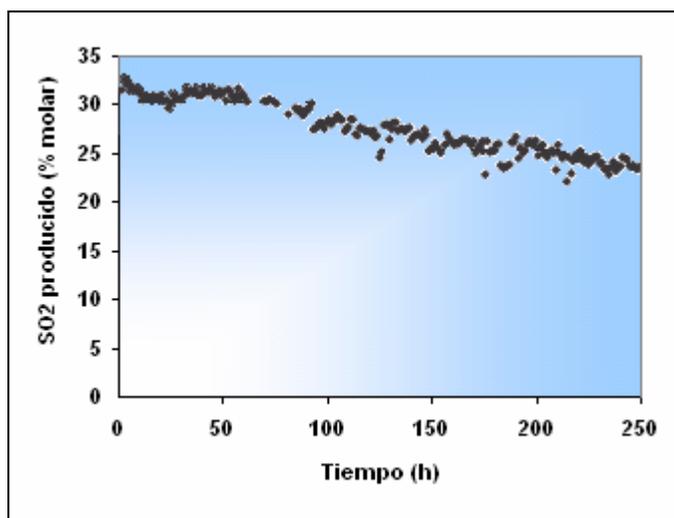


Fig. 5 Actividad de Pt/TiO₂ durante un tiempo de operación continua de 250 h a 850 °C [7]

1.4 Técnicas de Deposición

A través de los años se han implementado ciertas pautas que ayudan a desarrollar, sintetizar o mejorar los catalizadores; la comprensión de algunos de los efectos producidos en los catalizadores típicos cuando varían ciertas condiciones en los procesos ayudan a desarrollar correlaciones y a mejorar protocolos. De esta forma, el amplio número de variables involucradas en la preparación de catalizadores puede ser reducido a una serie de pasos elementales, los cuales presentan analogías fuertemente marcadas en el desarrollo de un catalizador a otro y que pueden ser descritos en una forma general.

Los catalizadores soportados consisten en una fase activa dispersa en un portador, donde la reacción catalítica tiene lugar en la superficie interna (por ejemplo en los poros). La dispersión de la fase activa sobre soportes de área superficial elevada, se puede llevar a cabo por diferentes métodos. Las técnicas mas utilizadas convencionalmente son: co-precipitación del soporte y la fase activa, impregnación, deposición-precipitación, intercambio iónico y adsorción. Cada técnica tiene ventajas y desventajas, y frecuentemente la inclinación de un método sobre otro es un asunto discutible.

En el caso de este estudio se utilizará una técnica de deposición que ha tenido mucho auge en el último tiempo a nivel de laboratorio: la síntesis por combustión, una técnica que logra una excelente dispersión de las partículas y requiere poca energía para la síntesis.

1.4.1 Síntesis por combustión

Este método consiste en la reacción una sal metálica con un combustible orgánico adecuado, lo que genera una reacción química exotérmica, rápida y autosustentable [11]. Debido a que la mayor parte del calor requerido para la síntesis es suministrado por la propia reacción, la mezcla de los reactantes solo necesita ser calentada a una temperatura apreciablemente más baja que la temperatura real de formación de fases; por lo tanto el consumo energético implicado es bajo.

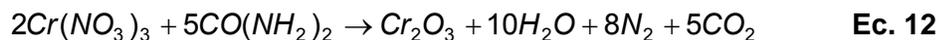
Esta técnica se utiliza para producir polvos cristalinos homogéneos muy finos, eliminando los pasos intermedios de descomposición y/o calcinación que requieren otras rutas convencionales de síntesis, ante estas rutas la síntesis por combustión lleva la delantera dado que presenta ventajas tales como [11]:

- 1 Se requieren menos equipos dado que se eliminan las etapas de filtración y lavado consideradas en otras técnicas.
- 2 Se eliminan las etapas de calcinación y secado dado que gracias a la combustión no son necesarias.
- 3 En catalizadores donde el componente activo es costoso, se prefiere debido que generalmente las cargas sobre el soporte son menores al 1%.
- 4 Usualmente se obtienen distribuciones no uniformes del agente activo, las cuales pueden ser útiles cuando se presentan problemas de difusión, desgaste, selectividad o envenenamiento del catalizador.

Los precursores de metales más comunes son los nitratos, ya que los grupos NO^{-3} son agentes oxidantes, y su alta solubilidad en agua permite una homogeneización apropiada. La urea es un combustible usualmente para estos propósitos debido a su bajo costo y fácil disponibilidad comercialmente.

El CO_2 , H_2O y N_2 son los productos más comunes de la síntesis por combustión con respecto a otras combinaciones teóricamente aceptables que se pueden considerar, como la formación de óxidos de nitrógeno, CO y otros.

La reacción global entre nitrato de cromo y urea para formar óxido de cromo (III) puede ser escrita como:



La hidratación del nitrato de cromo se puede despreciar ya que está disuelto en agua. La proporción estequiométrica entre nitratos y urea corresponde a seis grupos de NO_3^- por cada cinco moléculas de urea.

Respecto a la forma del depósito, se desprende de la bibliografía revisada que cuando se utiliza urea como agente dispersante se pueden obtener distintos tipos de morfologías: fibras, partículas aglomeradas, gránulos toscos, pelos hexagonales y partículas con multicaras. En la mayoría de los casos, coexisten morfologías diferentes en un mismo sustrato, sin embargo está empíricamente comprobado que cuando existen dos tipos de morfologías, el catalizador preparado no tiene un rendimiento óptimo. Esto último dice tener relación con la razón entre combustible y el oxidante [16].

La razón φ entre el combustible y el oxidante tiene gran importancia en el proceso, ya que no necesariamente tienen que ser agregados en proporciones estequiométricas.

$$\varphi = \frac{n[\text{CO}(\text{NH}_2)_2]}{n[\text{Cr}(\text{NO}_3)_3]} \quad \text{Ec. 13}$$

Bajo condiciones estequiométricas $\varphi \leq 2,5$ representan condiciones ricas en oxidante, $\varphi > 2,5$ significan condiciones ricas en combustible.

Por otro lado, es preciso señalar que para esta reacción existen fenómenos secundarios tales como la hidrólisis de urea, descomposición térmica del nitrato, etc. que podrían alterar la razón inicial de combustible/oxidante [17].

La eficiencia de este método de síntesis se basa en que la urea (una base débil) se hidroliza entre los 100 y 120 °C formando NH_4^+ y CO_2 . El ión amonio es una base fuerte y tiene afinidad por el oxígeno presente en la sílice y la alúmina, de esta manera el ión amonio ataca al soporte y le extrae un oxígeno reduciéndolo parcialmente, generando NO_x y agua. Así, se crea un defecto en el retículo por el oxígeno extraído, el cual es aprovechado por el metal, que se adhiere al soporte formando un depósito altamente estable [18].

La temperatura es un factor sumamente importante en la calidad y estructura del depósito ya que cuando la temperatura de combustión es menor que el punto de fusión de los productos, la fase remanente de la precombustión queda como fase metaestable en los productos de reacción, disminuyendo el contenido del producto deseado como depósito. Al aumentar la temperatura de la operación se pueden lograr efectos altamente importantes, ya que se logra una conversión más alta de los reactantes en una fase termodinámicamente más estable, lo cual se asocia directamente a la existencia de una cantidad menor de productos de precombustión en el catalizador preparado [19].



CAPÍTULO 2

DISEÑO DEL CIRCUITO DE **PRUEBAS**

2 DISEÑO DEL CIRCUITO DE PRUEBAS

2.1 Layout Básico

El circuito de pruebas constituye la parte fundamental del presente estudio, y su correcto desempeño depende directamente de la buena disposición de cada equipo, lo cual es el objetivo de esta sección.

La Fig. 6 muestra un esquema del circuito de pruebas básico para llevar a cabo este estudio, lo que puede dar un acercamiento a lo que se debe disponer concretamente en el laboratorio.

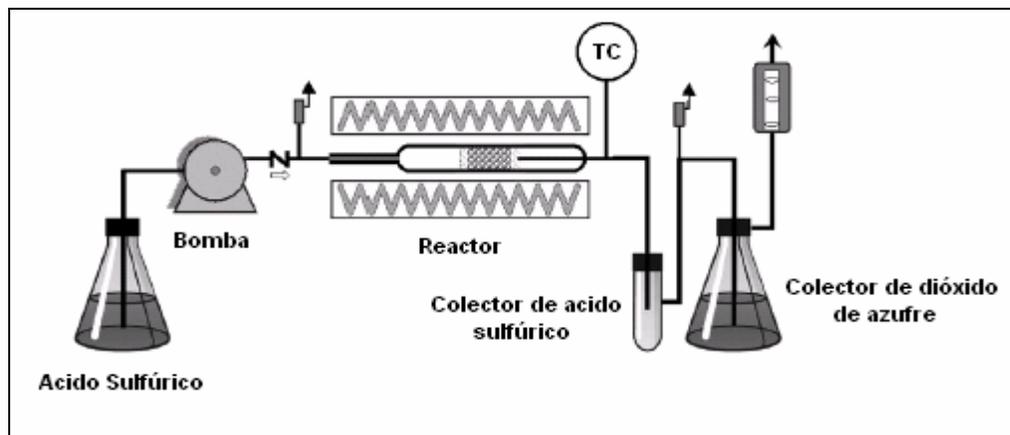


Fig. 6 Circuito de pruebas básico para la descomposición del ácido sulfúrico [4]

El circuito que aparece en la figura fue extraído de la Ref [4], donde el ácido sulfúrico permanece contenido en un balón de almacenamiento y a través de una bomba de bajo caudal es impulsado hacia el reactor de descomposición.

En primera instancia se definió probar con un tubo de material refractario como reactor, sin embargo, al realizar ensayos de laboratorio con agua, el tubo sufrió una fractura, fenómeno que se atribuye a la diferencia de temperaturas entre el líquido (temperatura ambiente) y el interior del reactor (sobre 700 °C), además del cambio de estado de líquido a vapor. Debido a esto se concluyó que era bastante complicado seguir realizando pruebas bajo esta configuración, por lo que se decidió introducir una modificación al circuito original.

2.2 *Layout modificado a condiciones del laboratorio*

Una buena medida para evitar la ruptura del tubo por el cambio de estado y el brusco cambio de temperatura es utilizar un tubo de acero. Aunque no es el material más apropiado dado a que existen fenómenos de corrosión asociados, se optó por utilizar un tubo de acero AISI 304.

Un problema importante es que existe una dificultad extra cuando se utilizan materiales metálicos y de vidrio, ya que no es posible unirlos y sellarlos herméticamente para evitar fugas. Sin embargo, se tomaron medidas para que esto no ocurriese o pudiera ser mitigado: se utilizó una conexión de goma para altas temperaturas revestida interiormente con papel aluminio para evitar el contacto de los vapores con la goma, ya que se produce un vapor negro que interfiere en las mediciones.

Para una mayor circulación del líquido a través del tubo, se debería utilizar algún mecanismo que inyecte aire a baja presión. En el caso de las experiencias se utilizó un soplador con un motor de ½ HP que impulsaba aire hacia el interior del tubo, de esta manera evita que al momento de evaporarse el fluido se cree un flujo negativo.

Otro problema podría haber sido el hecho de que la boquilla de alimentación estuviese conectada a la bureta de vidrio donde estaba contenido el ácido sulfúrico (conexión metal/vidrio semiabierta), lo cual eventualmente sería una vía de escape del vapor si se crease una caída de presión muy grande dentro del tubo. Por esta razón se tomó la decisión de conectar la bureta a una bomba de desplazamiento positivo (bomba peristáltica) y luego conectar el soplador con la boquilla metálica del reactor. De esta manera se crea un circuito cerrado vidrio-manguera de teflón-metal para evitar fugas y lo más importante: se asegura que el desplazamiento del vapor dentro del tubo sea siempre positivo.

Como se mencionó antes, el reactor debe ser alcanzar una temperatura superior a 700 °C, la cual se mide a través de una termocupla conectada a un extremo del tubo interno del reactor, el cual contiene el lecho catalítico (más detalles se pueden ver en la sección 2.3).

Una vez que los gases salen del reactor es necesario enfriarlos para su posterior medición, para tal motivo se conecta un condensador al tubo de goma que está unido al reactor en el

otro extremo. Se debe tener en cuenta que el enfriamiento del agua y del SO_3 puede producir regeneración del ácido sulfúrico, sin embargo, el estado del producto que se desea medir (dióxido de azufre) no se ve alterado por la disminución de la temperatura y sigue su curso en estado gaseoso, de esta manera la cuantificación de la conversión de la reacción puede ser llevada a cabo a través de una medición directa de la cantidad de SO_2 formado. Para esta cuantificación se tienen disponibles a los menos 3 opciones que se detallarán en la sección 2.5.

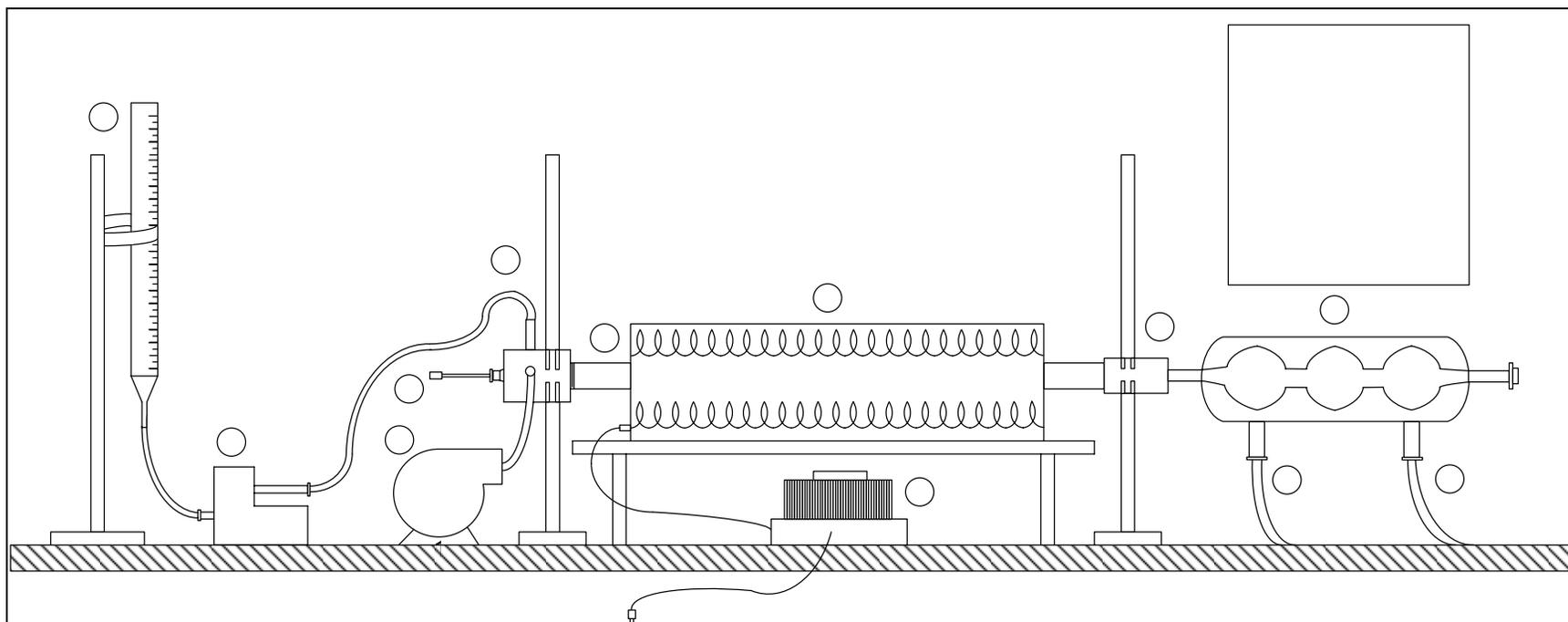


Fig. 7 Esquema del Circuito utilizado para las pruebas de laboratorio

5

6

4

2.3 Diseño del reactor de pruebas

El equipo básicamente está constituido por dos cuerpos concéntricos; uno central – tubo de acero – donde se lleva a cabo la reacción, y el otro externo como carcasa donde se ubican las resistencias eléctricas. El equipo se encuentra recubierto por una capa gruesa de aislante (lana mineral).

El uso de acero como material del reactor permite que el diseño del reactor sea más flexible, puesto que es un material más fácil de trabajar. De esta manera se diseñó un reactor íntegramente desmontable, de modo de evitar cambiar piezas completas cuando ocurran fallas y cambiar solo la pieza precisa que sea requerida.

El reactor está compuesto por 3 piezas desmontables:

- Sistema de alimentación
- Sistema de reacción
- Sistema de lecho ajustable

Sistema de alimentación: consiste en un tubo de 2” de diámetro fabricado en acero inoxidable de pared gruesa de 1/2” con boquillas de 1/4” y 3/8”, siendo la primera para la inyección de solución y la segunda para la inyección de aire. La diferencia de diámetros se debe principalmente a que es deseable un diámetro pequeño para aumentar la presión del aire. En la parte trasera tiene soldada una pequeña copla de reducción de 1/16” de diámetro que permite conectar la termocupla de manera hermética llegando hasta el centro del reactor. En la parte interna posee un hilo para un tubo de 1” y en la parte mas profunda posee un hilo para un tubo de 1/8”. La Fig. 8 muestra un esquema de esta parte del reactor.

Sistema de reacción: el sistema de reacción es la parte más sencilla del equipo y precisamente es aquí donde se lleva a cabo la reacción, por lo mismo es la pieza mas expuesta a las altas temperaturas y por consiguiente, la pieza mas susceptible a deterioro. Consiste en un tubo de acero AISI 304 de 1” de diámetro con hilo exterior en uno de sus extremos, para poder ser conectada al sistema de alimentación. Tiene un largo de 60 cms, de los cuales 30 se encuentran en contacto directo con la zona caliente del equipo. El esquema de este equipo se aprecia en la Fig. 9.

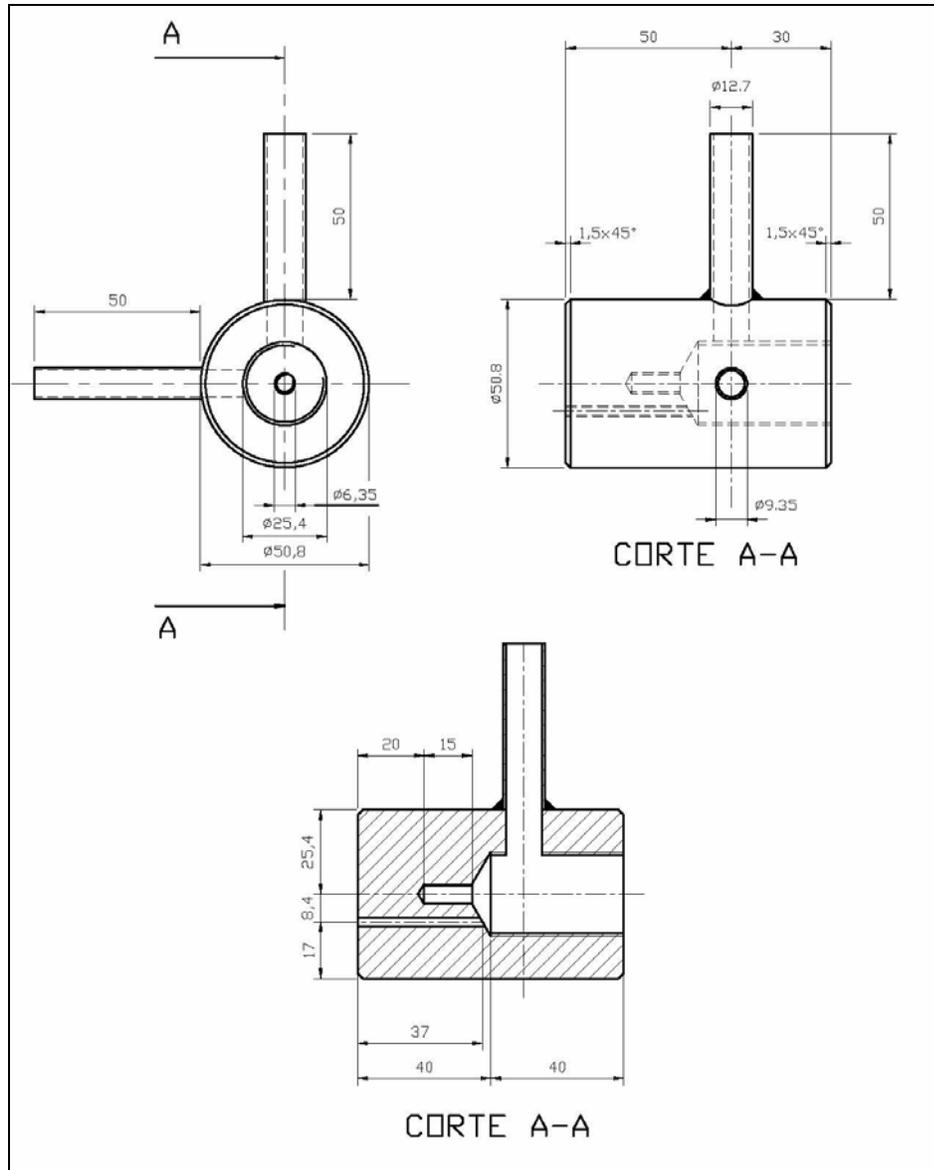


Fig. 8 Esquema del sistema de alimentación del reactor (Medidas en mm)

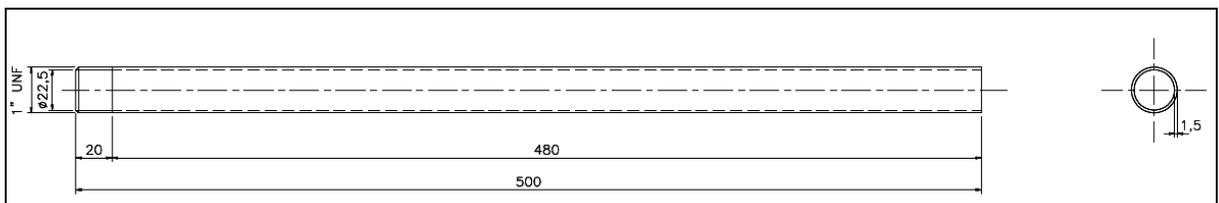


Fig. 9 Esquema del sistema de reacción (Medidas en mm)

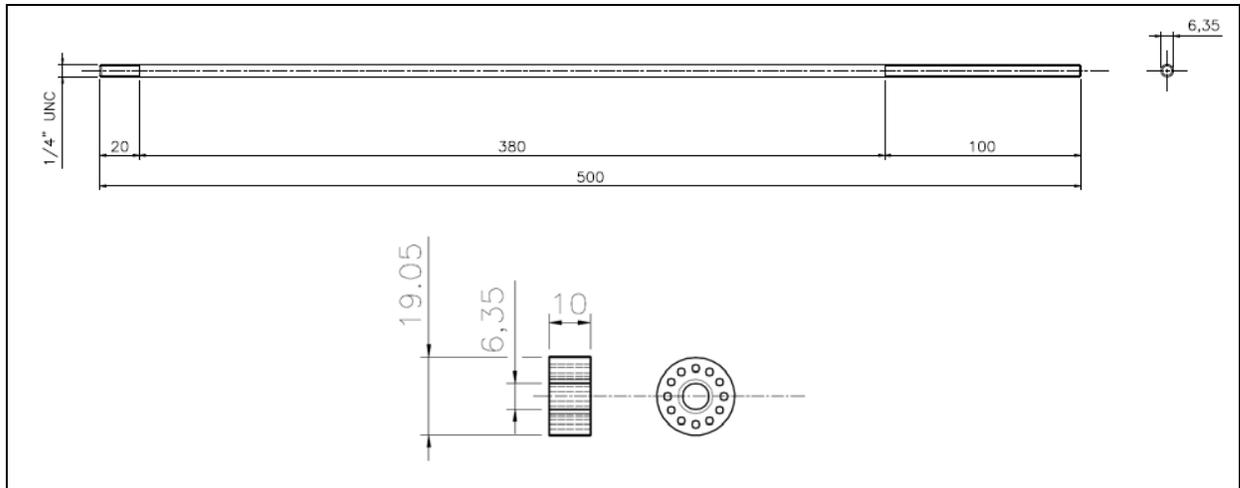


Fig. 10 Esquema del sistema de lecho ajustable (Medidas en mm)

Sistema de lecho ajustable: es un accesorio del sistema que cumple la función de contener los pellets catalíticos. Mediante este sistema se puede estimar el bulk dentro de la zona de reacción ya que tiene un volumen perfectamente conocido, al igual que la cantidad de catalizador agregado. El sistema consiste en una barra de acero de 50 cms con hilo externo en ambos extremos, de tal manera que puede conectarse al sistema de alimentación mediante el hilo mas corto. El hilo mas largo cumple la función de regular el tamaño del lecho ya que en este se encajan 2 piezas cilíndricas con hilo interno, estas piezas poseen pequeñas perforaciones para dar paso al gas. En consecuencia este sistema hace posible que el lecho puede estar más cerca o más lejos de la salida y por otro lado hace posible poder conocer con exactitud el volumen ocupado por los pellets. El esquema del sistema de lecho ajustable es presentado en la Fig. 10.

Las tres piezas anteriormente descritas, encajan perfectamente una dentro de la otra para formar el reactor mostrado en la Fig. 11. El orden lógico para armar el equipo seria:

- 1 Fijar los cilindros perforados en la barra de acero (lecho ajustable)
- 2 Fijar el lecho ajustable en el sistema de alimentación
- 3 Fijar el sistema de reacción en el sistema de alimentación.

El sistema de reacción está en contacto directo con la zona caliente, un horno de dimensiones 32x20x14 cms, cuyo interior (2 paredes laterales, pared inferior y pared superior) se encuentra provisto de resistencias eléctricas capaces de generar la cantidad de calor necesario para que la temperatura del sistema pueda llegar a 1200 °C. El control del

voltaje puede regular directamente la temperatura, es por esto que se utilizó un regulador de voltaje que va de 0 a 100%, correspondiendo 10% a 120 °C.

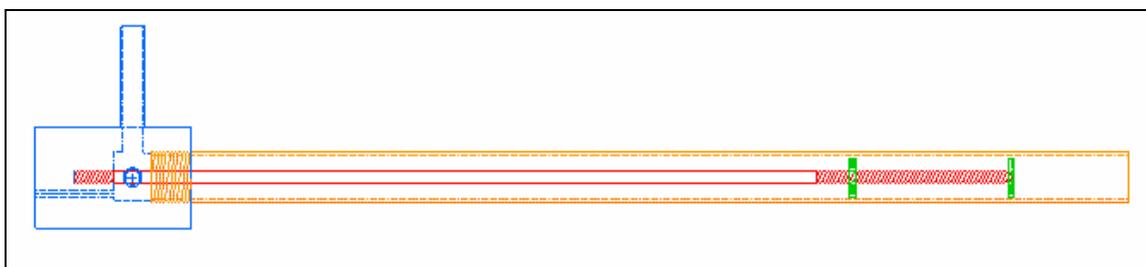


Fig. 11 Reactor de pruebas ensamblado

2.4 Manejo del equipo

2.4.1 Precauciones

Si bien el sistema de reacción no es de mucha complejidad, se debe ser lo bastante cauto en el manejo ya que el ácido sulfúrico concentrado es un fuerte agente oxidante y puede dar lugar a ignición al entrar en contacto con materia orgánica y compuestos tales como nitratos, carburos, cloratos, etc. También reacciona exotérmicamente con el agua; tiene mayor desprendimiento de calor cuando la proporción es de dos moles de agua por mol de ácido sulfúrico, alcanzando una temperatura de 158 °C. Presenta una gran afinidad por el agua, debido a lo cual, produce deshidratación de los compuestos orgánicos a veces tan fuerte que llega a carbonizarlos [20].

El ácido sulfúrico puede contener ciertas cantidades de anhídrido sulfúrico libre y en estas condiciones se conoce como óleum, el cual presenta un aspecto nebuloso; sus vapores son irritantes y tóxicos. El óleum es más pesado que el agua, su densidad es muy variable, dependiendo fundamentalmente del porcentaje de anhídrido sulfúrico libre. Cuando el ácido sulfúrico, llega a estar en contacto con la piel o con los ojos, provoca fuertes quemaduras; cuando es ingerido causa daños; e incluso la muerte; la inhalación de sus vapores provoca graves daños a los pulmones. El contacto repetido con soluciones diluidas puede causar dermatitis. Además de la manipulación adecuada del ácido sulfúrico, se deben tener precauciones adicionales ya que el sistema opera a altas temperaturas. Una quemadura con vapor a estos niveles se considera una quemadura de primer grado, que suelen ser leves y afectan sólo la capa exterior de la piel (epidermis). Es probable que la piel enrojezca y que la zona esté adolorida e hinchada [21].

Finalmente, y no menos importante es el uso de corriente eléctrica, ya que una falla eléctrica o una manipulación indebida de los equipos que utilizan este suministro puede ser causal de un grave accidente, que puede provocar desde quemaduras leves hasta la muerte [22]. Como medida de seguridad, se debe manejar los equipos con guantes de algún material aislante, además de verificar que las conexiones sean seguras y aisladas.

2.4.2 Manejo del sistema de pruebas

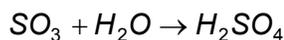
El circuito tal como aparece en la Fig. 7 fue el que se implementó para realizar la totalidad de las pruebas. Su funcionamiento depende íntegramente del suministro de energía eléctrica: soplador, bomba peristáltica y regulador de voltaje.

El procedimiento de manejo del sistema se describe a continuación:

1. Verificar que la válvula de la bureta se encuentre cerrada
2. Chequear que el regulador de voltaje se encuentre en la posición 0%
3. Verificar que la Termocupla se encuentre en la posición correcta y que esté conectada
4. Llenar la bureta con 50 ml de solución de ácido
5. Conectar los enchufes del regulador de voltaje, bomba peristáltica y soplador
6. Abrir la válvula del agua de enfriamiento
7. Encender la bomba peristáltica y el soplador
8. Colocar el regulador de voltaje en la posición 10% e ir aumentando la posición en 10% cada vez que la temperatura suba 120 °C hasta sobrepasar aproximadamente en 100 °C la temperatura a la que se va a realizar la prueba.
9. Una vez alcanzada la temperatura que se menciona en el punto anterior se debe abrir la válvula de la bureta lentamente y con precisión para alcanzar la velocidad deseada, junto con hacer partir un cronómetro para verificar el tiempo que demora en pasar el volumen total alimentado.
10. Una vez terminada la operación, se debe dejar enfriar el equipo de pruebas durante aproximadamente 1 h.
11. Se debe desconectar cuidadosamente el condensador (de forma de no derramar el condensado) y descargar el contenido en un vaso precipitado para posteriormente ser sometido a análisis.

2.5 Detección de los gases

La cuantificación de los gases de salida es una etapa fundamental dentro del estudio, ya que las condiciones de salida son las que proporcionaran la información necesaria para poder diseñar el reactor. Se debe tener en cuenta que dentro del reactor ocurren 2 reacciones sucesivas (Ecs. 1 y 2), y que el producto final puede consistir en una mezcla de SO₃, SO₂, O₂, H₂O y H₂SO₄, sin embargo muchos investigadores [3,7-9] consideran que la reacción de descomposición de H₂SO₄ en SO₃ es completa sobre los 450 °C, de esta manera se puede descartar un producto. Sin embargo, el SO₃ no reacciona completamente para formar SO₂ y si es enfriado en presencia de agua puede generar acido sulfúrico si existe un suficiente tiempo de contacto.



Las técnicas de cuantificación aplicables al estudio y que están al alcance del laboratorio de la Escuela (mediciones analíticas de titulación) son las siguientes:

- Absorción de SO₂ en NaOH / Titulación Yodométrica
- Absorción de SO₂ en solución de Yodo / Titulación Yodométrica
- Cuantificación de H₂SO₄

2.5.1 Cuantificación de H₂SO₄

Una manera alternativa de cuantificar la conversión de la reacción es a través de la medición de la cantidad de acido que no reacciona. El acido sulfúrico experimenta una conversión del 100% sobre temperaturas de 450 °C, por lo tanto es valido asumir que a las temperaturas que se realizaron las pruebas, la reacción (Ec.1) ocurre completamente. De esta manera, el SO₃ que se produce es el que finalmente pasa por el catalizador y es capaz de convertirse en SO₂, sin embargo no reacciona completamente y a la salida se tienen los productos SO₃, SO₂, O₂ y H₂O.

En el esquema presentado en la Fig. 7 se puede apreciar que el sistema posee un condensador, el cual es capaz de disminuir la temperatura de los gases hasta 50 °C

aproximadamente. A esta temperatura, el agua y el SO₃ reaccionan según:



Esta reacción, también tiene una conversión del 100%. Por lo tanto a la salida se tendrán 2 fases: una gaseosa compuesta por SO₂ y H₂O; y una líquida compuesta por H₂O y H₂SO₄.

El ácido sulfúrico remanente puede ser cuantificado y relacionado directamente con la cantidad de SO₂ producido según la expresión:

$$\text{Conversión } SO_2 = \frac{n(H_2SO_4)_{inicial} - n(H_2SO_4)_{final}}{n(H_2SO_4)_{inicial}} \quad \text{Ec. 14}$$

Para cuantificar el ácido sulfúrico remanente, lo más usual es realizar una titulación ácido base pero debido a la precisión necesaria puede tomar algo de tiempo.

Una cuantificación alternativa es a través de la medición del pH de la solución, ya que a distintas concentraciones de ácido, se tienen distintos valores de pH. Para lo anterior se debe construir una tabla de pH vs concentración de ácido, cuya gráfica y correlación se muestran en el Anexo A. De esta manera, al momento de cuantificar el ácido remanente solo se debe introducir el medidor de pH y medir el volumen de ácido para determinar la conversión mediante la fórmula de la ecuación A.1.

$$X = \left(1 - \frac{V_f \cdot M}{V_i \rho_i} \cdot 98 \right) \quad \text{Ec. A.1}$$



CAPÍTULO

3

PRUEBAS DE LABORATORIO

3 PRUEBAS DE LABORATORIO

El principal objetivo de este Capítulo es presentar de manera detallada los procedimientos llevados a cabo a nivel de laboratorio tanto en la preparación del catalizador como en el circuito de descomposición del ácido sulfúrico.

Lo anterior está ligado directamente al análisis e interpretación de los resultados obtenidos de las pruebas realizadas.

3.1 Preparación del catalizador

El catalizador fue preparado por el método de síntesis por combustión, cuyo procedimiento de preparación utilizado en el laboratorio se detalla a continuación.

3.1.1 Preparación del soporte

El soporte consiste en una lana mixta de alúmina (Al_2O_3) y sílice (SiO_2) con pequeños contenidos de zirconia y titania, sobre el cual se deposita el componente activo (cromo) de la manera más homogénea posible. Comercialmente se conoce como Fibratec Bulk, las cuales son fibras largas y flexibles fabricadas por el proceso "spun" (hilados) [45], el cual le otorga más fortaleza a los productos de fibra. Las características del soporte se resumen en la Tabla 1.

Modelo	Fibratec Bulk HT
<i>Características físicas:</i>	
Temperatura máx. de operación	1315 °C
Densidad	96 kg./m ³
<i>Composición química:</i>	
Al_2O_3	44-50 %
SiO_2	50-56 %
ZrO_2	13-19 %
Fe_2O_3	0.1-0.2 %
TiO_2	0.1-0.2 %

Tabla 1 Características del soporte del catalizador

Como el soporte es una lana, no resulta difícil darle forma manualmente, de manera que se pesaron trozos pequeños de la fibra para obtener pellets de tamaños similares, pero la fibra debe ser previamente secada para evitar el efecto de la humedad en la medición de su masa. Una vez pesada la lana se le da forma esférica a través de moldeado manual, generando pellets de aproximadamente 5-8 mm de diámetro.

3.1.2 Preparación de las soluciones

Para el caso de la síntesis por combustión se optó por chequear en primera instancia la forma y color de los polvos para determinar cual es la proporción adecuada en la que se deben agregar el nitrato de cromo y la urea, para lo cual se prepararon 3 soluciones con relaciones estequiométricas urea/nitrato 2,5; 5 y 7,5, respectivamente.

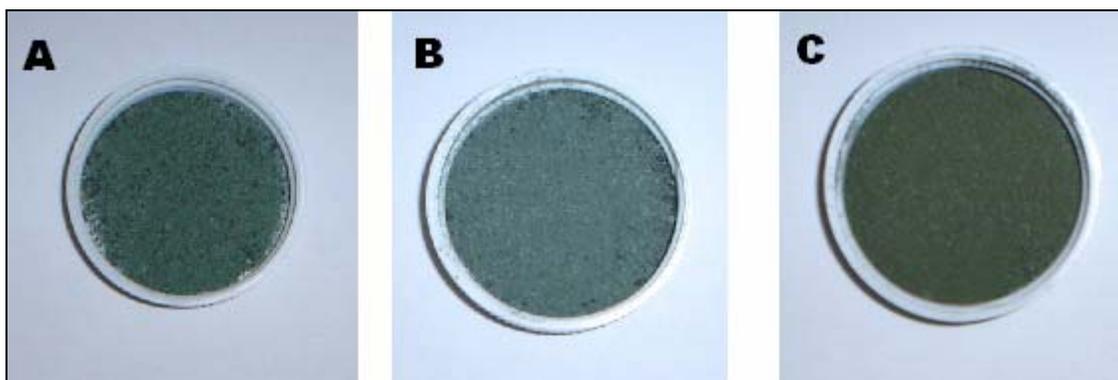


Fig. 12 Polvos de óxido de cromo preparados por el método de síntesis por combustión (A: $\varphi = 2.5$, T = 500 °C; B: $\varphi = 5$, T = 600 °C; C: $\varphi = 7.5$, T = 600 °C).

La Fig. 12 corresponde a una fotografía de los polvos obtenidos después de llevar a cabo la síntesis por combustión sin la presencia de un soporte, con las razones estequiométricas ya mencionadas y a 500 °C (A) y 600 °C (B y C) durante un tiempo promedio de 15 min. Como se aprecia, cuando $\varphi = 2.5$ se obtienen unos polvos de color verde característico del óxido de cromo, sin embargo se puede apreciar que se forman granos muy gruesos comparados con los que se forman a $\varphi = 5$ y $\varphi = 7,5$.

Cuando se prepararon polvos con $\varphi = 5$ y $\varphi = 7,5$ a 500 °C por 15 min., se pudo notar que el color que presenta el polvo no era el característico del óxido de cromo, sino que un polvo más oscuro; debido a esto se decidió aumentar la temperatura a 600 °C por 10 minutos adicionales, con lo cual se obtuvieron polvos con el color característico del óxido de cromo lo

que hace inferir que cuando se agrega urea en exceso existe una formación de carbón que hace que los polvos tengan ese color oscuro, pero este carbón es eliminado completamente cuando la temperatura se aumenta a 600 °C; posteriormente se llevo a cabo la síntesis a 600 °C durante 20 min., obteniendo polvos similares, lo que dejo en evidencia que no era problema del tiempo de exposición sino que de la temperatura.

Es posible ver que no existe mucha diferencia en el color y la forma de los polvos a $\varphi = 5$ y $\varphi = 7,5$, por lo que se deduce que si se agrega urea en exceso por sobre un 100 % no existe mayor influencia en el producto final, razón por la cual no es necesario hacer la síntesis por combustión a $\varphi > 5$.

Cr(NO ₃) ₃	5,2657 g	0,0132 mol
CO(NH ₂) ₂	3,9495 g	0,0658 mol
Agua	100 ml	
Cr ₂ O ₃ teórico a depositar	0,010032 gr/ml	6,6·10 ⁻⁵ mol/ml

Tabla 2 Composición teórica de la solución para la síntesis por combustión

La Tabla 2 muestra las composición de la solución preparada para depositar 1 g de oxido de cromo por cada 100 ml de agua utilizando un 100 % en exceso de urea.

3.1.3 Caracterización del catalizador

Para complementar el análisis visual, se realizaron pruebas de difracción de rayos X a las 3 muestras, con esto las conclusiones obtenidas anteriormente pueden adquirir mayor validez. Cabe señalar que las muestras fueron enviadas para análisis de Rayos X al Instituto Politécnico de Torino en Italia.

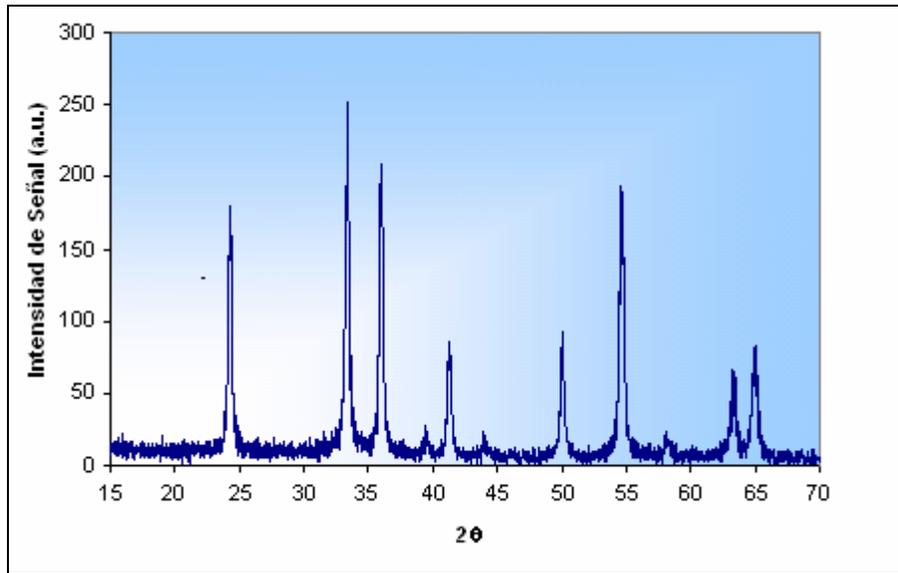


Fig. 13 Difracción de rayos X para polvos con relación urea/nitrato = 2,5

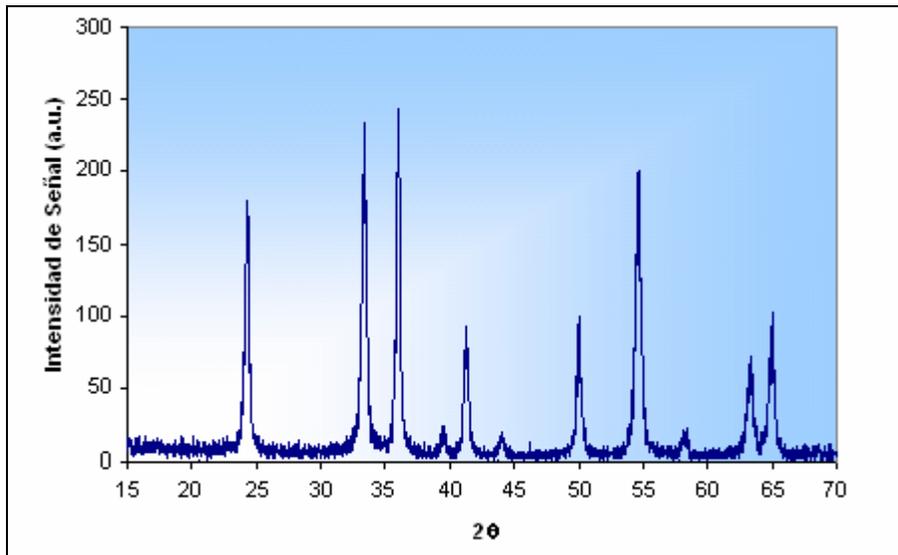


Fig. 14 Difracción de rayos X para polvos con relación urea/nitrato = 5

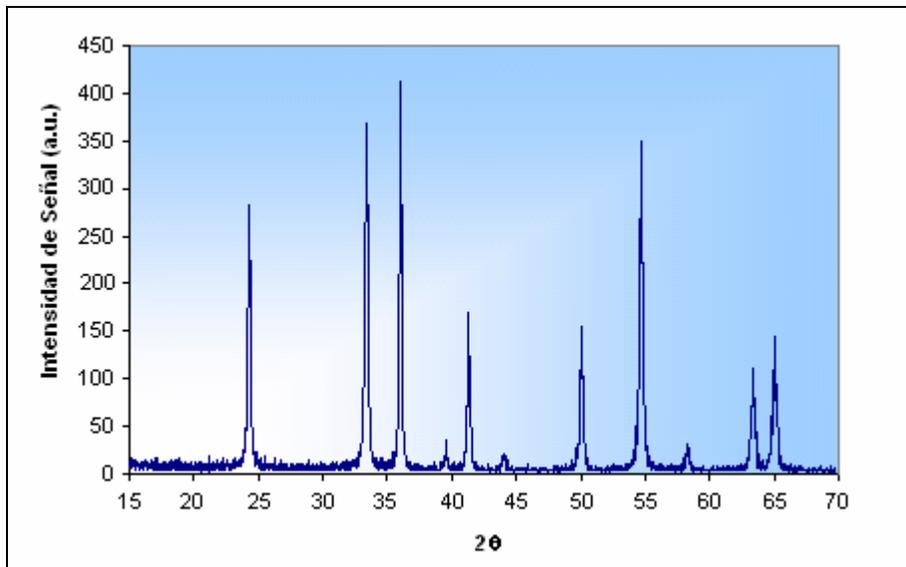


Fig. 15 Difracción de rayos X para polvos con relación urea/nitrato = 7,5

Los picos más altos que se ven en los gráficos de difracción de rayos X (Figs. 13-15) corresponden a Cr_2O_3 . Claramente se puede observar que existen 2 picos, lo cual deja en evidencia que el óxido de cromo presenta 2 estructuras cristalinas y la variación de una u otra son función de la proporción de urea/nitrato de cromo utilizada en el método de síntesis por combustión.

En el caso en que $\varphi = 2,5$ el pico más alto es el primero, lo cual podría indicar que esta estructura es la incidente en la forma gruesa de los polvos preparados. Por otro lado, en las Figs. 14 y 15 el pico más alto es el segundo, pudiéndose apreciar que cuando $\varphi = 5$ los picos son muy similares y en el caso cuando $\varphi = 7,5$ el segundo pico se distancia un poco del primero.

De lo anterior se puede desprender que la influencia de φ es importante y tiene alta incidencia en la morfología del depósito y por otro lado, al utilizar $\varphi > 5$ se pueden obtener polvos mucho más finos, sin embargo el tamaño alcanzado a $\varphi = 5$ parece ser suficiente para obtener un polvo fino que pueda ser homogéneamente depositado.

3.1.4 Preparación del catalizador mediante síntesis por combustión

Para llevar a cabo la síntesis por combustión se estableció el siguiente protocolo:

- Se diluyeron alícuotas de 1, 2 y 4 ml de la solución original en 40 ml de agua.
- El soporte fue moldeado manualmente en pellets esféricos con un diámetro entre 5 y 8 mm, posteriormente fue secado para eliminar la humedad y finalmente fue pesado cuando alcanzó la temperatura del ambiente.
- Cada pellet fue humedecido homogéneamente con 0,5 ml de las soluciones preparadas.
- Los pellets humedecidos fueron introducidos al horno donde ocurre la combustión; el horno funciona a 600 °C por un tiempo de 15 min.
- Una vez retirados del horno y alcanzada la temperatura ambiente, los pellets se pesaron nuevamente para determinar la cantidad de oxido de cromo depositada por diferencia de masa.

Los resultados de las preparaciones se presentan en la Tabla 3 y la Fig. 16.

Denominación del catalizador	Concentración de la solución precursora (mol Cr(NO ₃) ₃ /ml)	Masa inicial (g)	Masa final (g)	Contenido Oxido de Cromo (% peso)
CS1	$3,22 \cdot 10^{-6}$	5,1983	5,2133	0,288
CS2	$6,28 \cdot 10^{-6}$	5,7907	5,8199	0,502
CS3	$1,2 \cdot 10^{-5}$	5,9526	6,0058	0,886

Tabla 3 Composición del catalizador preparado por síntesis por combustión

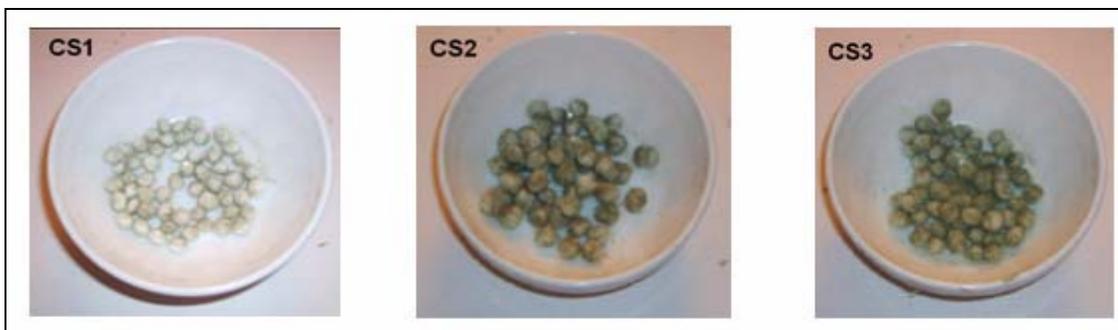


Fig. 16 Pellets de Cr_2O_3 soportado en alumina/sílice preparados mediante síntesis por combustión

Debido a que la cantidad de cromo depositado es bastante baja en comparación con la masa total del catalizador, es posible suponer que el catalizador posee las propiedades físicas del soporte, las cuales se detallan a continuación:

Diámetro de Partícula* (m)	0,015
Densidad (kg/m^3) [Ref.45]	96,0
Capacidad Calorífica ($\text{kcal/kg}^\circ\text{C}$) [Ref.45]	0,199

Tabla 4 Propiedades físicas del catalizador

3.2 Pruebas de descomposición de acido sulfúrico

Para sondear y obtener una buena aproximación a resultados óptimos se decidió realizar pruebas a 600 y 700 °C con los tres catalizadores preparados. De esta manera se puede deducir con bases mas claras cual es la composición más adecuada para realizar las pruebas.

Para las pruebas de sondeo se trató de utilizar similares condiciones de operación ya que no es fácil ajustar la razón F/W se estableció un rango de operación de 1000-4000 h^{-1} . Similarmente para la temperatura se estableció a una variación de $\pm 3\%$. Los resultados de los sondeos se muestran en la Fig. 17.

Se puede observar que a temperaturas del orden de los 600 °C los tres catalizadores presentan desempeños similares entre 1 y 1,5% de conversión pero aun así, el catalizador

* Medido con pié de metro en el laboratorio

con mayor composición presenta una conversión mas alta, mientras que a una temperatura mas alta la diferencia se hace mas notoria y es por esta razón que se deduce que a temperaturas mayores la diferencia podría ser mas grande. Por lo tanto es posible establecer que una composición de 0,8% de Cr_2O_3 se adecua más correctamente a los requerimientos del proceso. No obstante, resulta imprescindible ahondar en el desempeño del catalizador bajo otras condiciones de operación, y es aquí donde aparecen las variables relevantes en el proceso: la temperatura y la velocidad espacial.

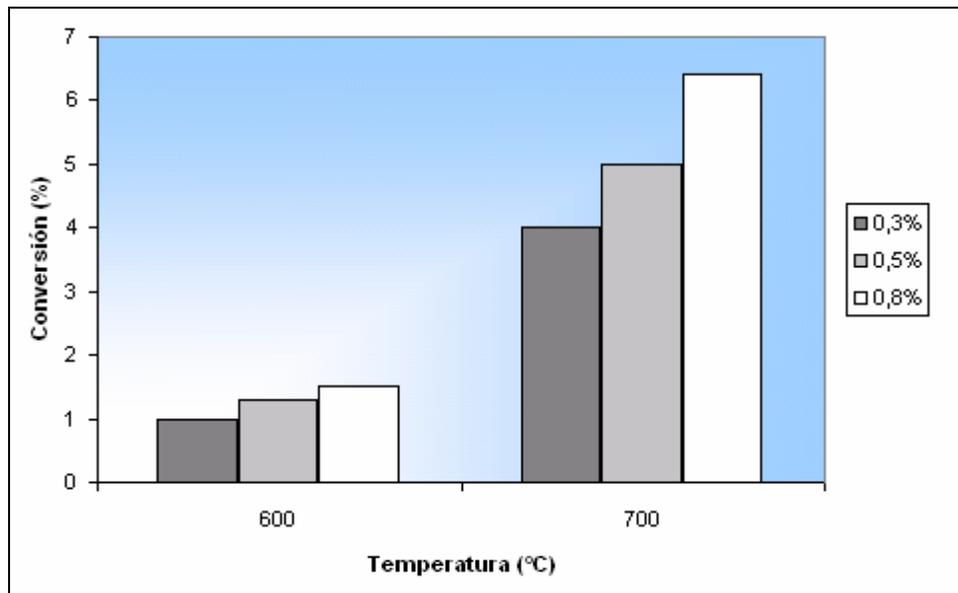


Fig. 17 Pruebas de sondeo para descomposición de acido sulfúrico sobre catalizador de Cr_2O_3 soportado en alumina/sílice a distintas composiciones de Cr_2O_3 . Veloc. Espacial = $1.000-4.000 \text{ h}^{-1}$.

La velocidad espacial se define como la razón entre el flujo alimentado en unidad de tiempo y la cantidad de catalizador empleada [23]. Para el caso estudio es un parámetro relevante ya que da cuenta de la cantidad de catalizador a emplear en el proceso.

A nivel de laboratorio se realizaron pruebas con distintas cantidades cuantificadas de catalizador y manteniendo un flujo constante, se controló además la temperatura dentro de un rango deseable para tener mediciones del comportamiento del catalizador a distintos tiempos espaciales y a distintas temperaturas. El comportamiento del catalizador se traduce en la conversión alcanzada, es decir, el porcentaje de acido sulfúrico que se descompone en SO_2 . Los resultados de las pruebas se aprecian en las graficas mostradas en las Figs. 18-23.

La Fig. 18 muestra una grafica de temperatura vs. conversión a una velocidad espacial de 19.430 h^{-1} (se trató que fuese cercana a 20.000) y fue construida en base a los resultados obtenidos en el laboratorio. Es posible visualizar que el proceso es sensible a la temperatura a partir de los $750 \text{ }^\circ\text{C}$, lo cual reafirma las conclusiones obtenidas por Tagawa/Endo [5] y Dokiya y otros [2]. Sin embargo, el objetivo de obtener conversiones sobre el 90% a temperaturas sobre los $900 \text{ }^\circ\text{C}$ no se satisface bajo estas condiciones.

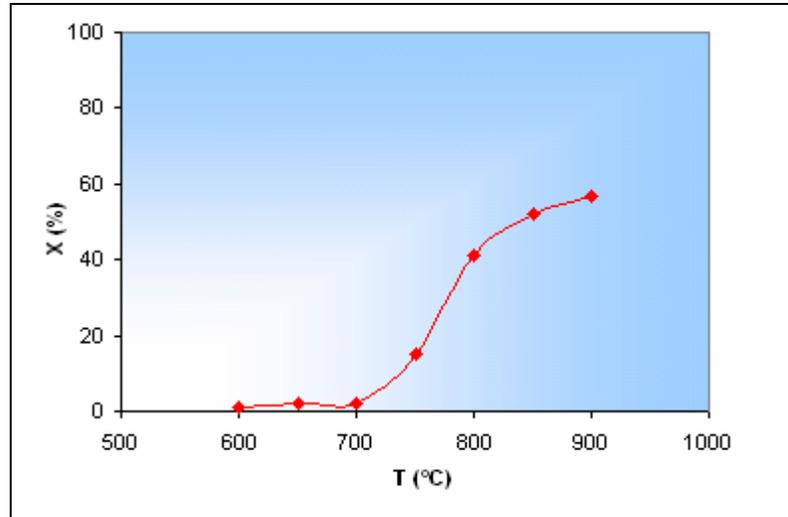


Fig. 18 Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 19.430 h^{-1} .

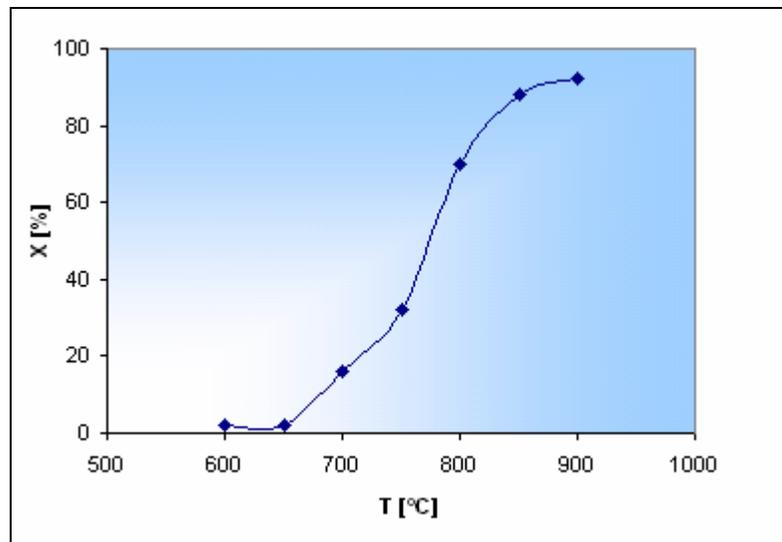


Fig. 19 Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 1.640 h^{-1} .

Una nueva medición fue realizada bajo condiciones de flujo y temperatura similares al anterior, pero se varió la masa de catalizador para trabajar a una velocidad espacial de 1.640 h^{-1} (se trató que fuese cercana a 1.500) donde se aprecian conversiones totalmente distintas, llegando incluso a 92% a $900 \text{ }^\circ\text{C}$. A pesar de no lograr alcanzar temperaturas más altas, esto es un buen augurio y hace suponer que a temperaturas de $950 \text{ }^\circ\text{C}$ o cercanas puede ser posible alcanzar conversiones tan altas como las conseguidas sin catalizador a $1.050 \text{ }^\circ\text{C}$ [1]; en otras palabras, se puede decir que uno de los objetivos específicos se ha cumplido, sin embargo resulta necesario ver que ocurre en la zona intermedia. Para ello, se llevaron a cabo ensayos a velocidades espaciales de 10.090 y 15.230 h^{-1} , respectivamente; estas pruebas arrojaron los resultados apreciados gráficamente en las Figs. 20-21.

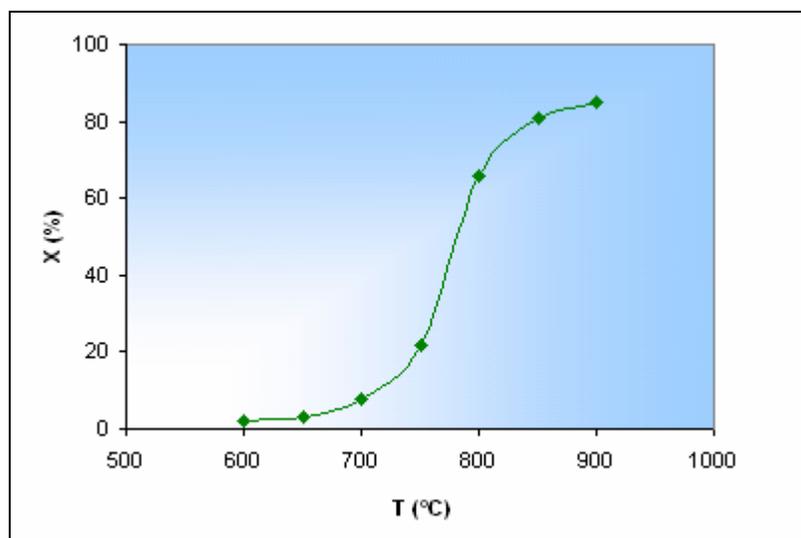


Fig. 20 Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 10.090 h^{-1} .

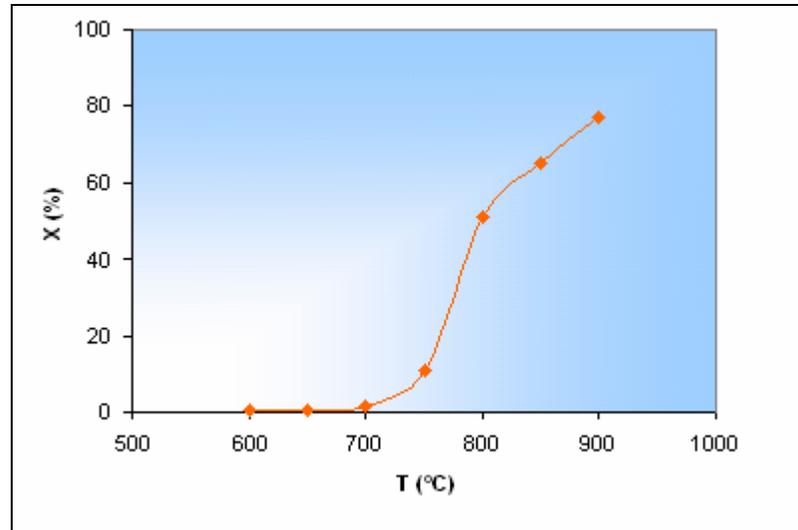


Fig. 21 Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 15.230 h^{-1} .

Es posible observar que a diferencia de la velocidad espacial de 1.640 h^{-1} , hasta los $700 \text{ }^\circ\text{C}$ la conversión de la reacción es muy baja y experimenta un gran salto a los $800 \text{ }^\circ\text{C}$, lo que confirma que la actividad catalítica comienza dentro de ese rango de temperatura. Por otro lado, los resultados no son mejores que a la velocidad espacial de 1.640 h^{-1} por lo que de aquí en adelante se establece $F/W = 1.640 \text{ h}^{-1}$ como la relación F/W óptima y válida para posteriores análisis.

Si bien es cierto, las pruebas fueron realizadas con una fracción de poro conocida, no existe mucha información sobre este parámetro por lo que es importante evaluar su influencia en el caso estudio debido a que puede ser posible que afecte la conversión de la reacción.

La fracción de poro (ϵ) corresponde a la relación entre el volumen de catalizador empleado y el volumen que este ocupa dentro del reactor [24].

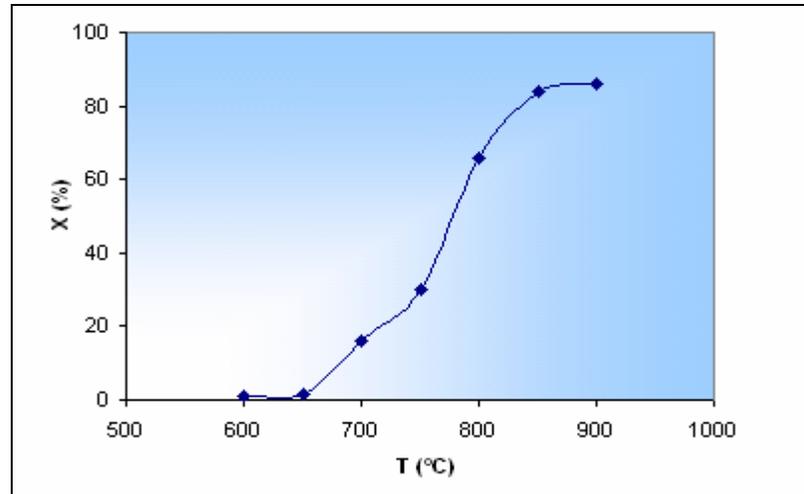


Fig. 22 Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 1.640 h^{-1} ; Coeficiente de hueco = 0,9.

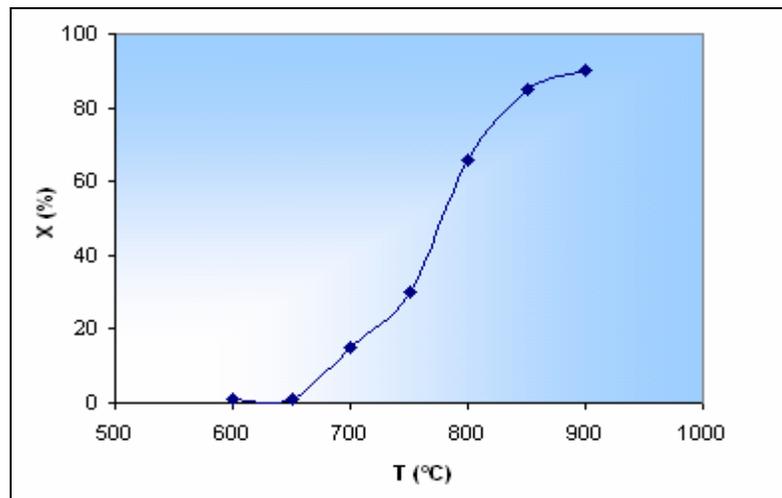


Fig. 23 Desempeño del catalizador de Cr_2O_3 /alumina-sílice a varias temperaturas. Veloc. Espacial = 1.640 h^{-1} ; Coeficiente de hueco = 0,5.

Las pruebas mostradas en la Fig. 18 fueron realizadas con un factor de hueco de 0,7, es decir 7 cm^3 de catalizador por cada 10 cm^3 de reactor, entendiendo que al hablar de reactor se habla del lecho catalítico.

En la Fig. 22 se muestra el desempeño del catalizador cuando $\epsilon = 0,9$; evidentemente hay menos espacio para el flujo de gas y podría ser un inconveniente a gran escala desde el punto de vista de la caída de presión, se aprecia que el desempeño cae un poco respecto a

la medición con $\varepsilon = 0,7$. Por otro lado, al probar con $\varepsilon = 0,5$ (Fig.23) se distinguen con condiciones similares a las pruebas con $\varepsilon = 0,7$ ya que en su punto máximo exhibe una conversión de 90 %.

A raíz de los resultados obtenidos en esta etapa es posible concluir que un coeficiente de hueco sobre 0,7 no solo causa perjuicios desde el punto de vista de la caída de presión, sino que también causa una disminución en el desempeño catalítico ya que posiblemente hay menos espacio para que ocurra interacción entre gases y catalizador, situación que cambia totalmente al emplear un coeficiente más pequeño ya que produce resultados muy parecidos al caso de $\varepsilon = 0,7$ pero que a gran escala solo generarían una inversión mayor ya que se requeriría un equipo de mayor volumen pero sin aumentar el desempeño del proceso.

3.3 Interpretación de resultados

Mediante los resultados obtenidos es posible establecer las condiciones de operación del reactor para la planta de descomposición de ácido sulfúrico, además de obtener datos de cinética de reacción indispensables para el diseño del reactor. La Tabla 5 muestra el resumen de las condiciones de operación establecidas a raíz de los resultados obtenidos en laboratorio.

Temperatura de Operación [°C]	900
Velocidad Espacial [h ⁻¹]	1.640
Coefficiente de hueco	0,7
Composición de Cr ₂ O ₃ en el catalizador [%]	0,8

Tabla 5 Resumen de condiciones de operación para la descomposición catalítica de ácido sulfúrico.

3.3.1 Determinación de parámetros cinéticos

En un sistema en estado estacionario, la relación entre velocidad espacial y conversión se obtiene considerando una sección infinitesimal del reactor que contiene una masa de catalizador dW en la cual se produce una conversión dx . La expresión esta dada por [24]:

$$F dx = r dW \quad \text{Ec. 15}$$

Donde F es el flujo de ácido alimentado, W la masa de catalizador, x la conversión y r la velocidad de reacción. La integración de la Ec.15 genera:

$$W / F = \frac{1}{S_v} = \int_0^x \frac{dx}{r} \quad \text{Ec. 16}$$

Como la ecuación de velocidad de descomposición del ácido sulfúrico no ha sido obtenida exactamente, la integración de la Ec.16 puede ser completada asumiendo que la ecuación de velocidad es de primer orden con respecto a la concentración de SO₃.

$$r = k(1 - x) \quad \text{Ec. 17}$$

Donde k es la constante de velocidad. Combinando las Ecs. 16 y 17 e integrando se obtiene:

$$k = -S_V \ln(1-x) \quad \text{Ec. 18}$$

La constante de velocidad k depende de la temperatura y se define como:

$$k = k_0 \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad \text{Ec. 19}$$

La constante k_0 se conoce como el coeficiente pre-exponencial, E_a es la energía de activación, R la constante de los gases ideales y T la temperatura de la reacción.

Al reemplazar la Ec.18 en Ec.19 se puede llegar a una expresión lineal dada por la ecuación 20. De esta manera se puede obtener una grafica y mediante una regresión lineal se obtienen los parámetros correspondientes.

$$\ln[-\ln(1-x)] = -E_a / RT - \ln(S_V / k_0) \quad \text{Ec. 20}$$

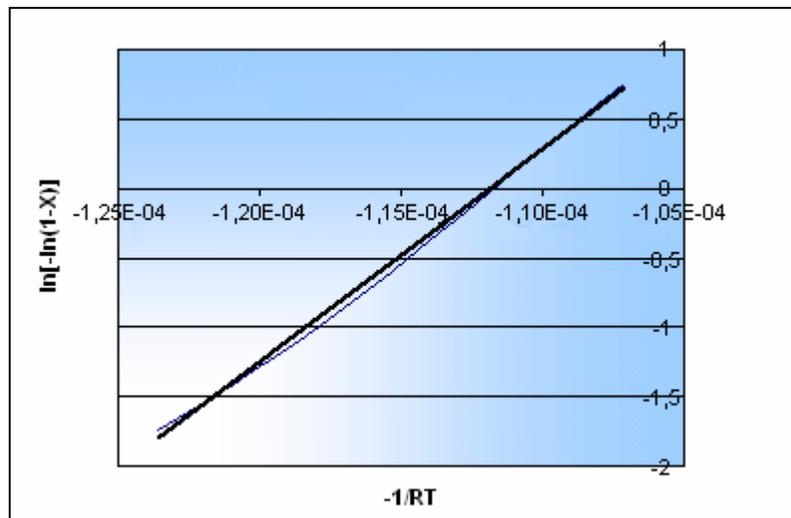


Fig. 24 Correlación de datos de acuerdo a la ecuación 19 (Datos de Fig. 19).

De la regresión se desprende la siguiente información:

$$E_a = 152.572 \text{ kJ / mol}$$

$$k_0 = 1,03 \cdot 10^{11} \text{ h}^{-1}$$

Con estos parámetros es posible escalar y diseñar un reactor catalítico para descomponer ácido sulfúrico industrialmente.



CAPITULO

4

DESCOMPOSICIÓN CATALÍTICA
DE ACIDO SULFÚRICO
APLICADO A DESCARTES EN
FAENAS MINERAS

4 DESCOMPOSICIÓN CATALÍTICA DE ACIDO SULFÚRICO APLICADO A DESCARTES EN FAENAS MINERAS

Los resultados obtenidos en las pruebas desarrolladas en el laboratorio, son imprescindibles para aplicarlos en un diseño a nivel industrial. El **caso estudiado** es la descomposición catalítica de un ácido sulfúrico de descarte de una planta de procesos pirometalúrgicos.

El ácido sulfúrico de descarte, comúnmente se conoce como ácido C, éste además de contener ácido sulfúrico (45 % en peso aproximadamente) posee impurezas tales como arsénico, hierro, plomo, cobre y algunos haluros. Una composición típica de un ácido se resume en la Tabla 6 [25]. Todas las impurezas contenidas en el ácido C impiden que este ácido pueda ser reutilizado; sin embargo, bajo éstas condiciones el ácido no puede ser retirado y debe necesariamente pasar por algún tratamiento.

Compuesto	Composición
Cu	4.000 mg/l
Fe	1.600 mg/l
Pb	1,7 mg/l
Zn	500 mg/l
Mo	40 mg/l
Na	1.100 mg/l
Al	102 mg/l
F	1.400 mg/l
Cl	900 mg/l
Hg	5 mg/l
As	4.700 mg/l

Tabla 6 Caracterización del ácido C [25]

El tratamiento que se aplica actualmente en la industria, se basa en la neutralización del ácido C con cal pero impide que las fundiciones logren aumentar su producción, debido a que este ácido sobrepasa los límites establecidos para algunos contaminantes. Además a medida que se aumenta la producción se torna no rentable, ante lo cual la descomposición resulta ser una técnica interesante para recuperar el SO₂, sin embargo para el proceso térmico se necesita un consumo excesivo de energía.

Como se demostró en la primera etapa del presente estudio: el consumo energético puede ser reducido gracias a la incorporación de un catalizador al proceso, convirtiéndose en la llamada “**descomposición catalítica de ácido C**”.

La etapa de descomposición catalítica representa la parte mas importante del proceso, pero es necesario que el ácido realice un recorrido por etapas previas antes de ingresar al reactor con el objetivo de purificar el ácido antes de la descomposición y de esta manera enviar gases libres de impurezas a la planta de ácido.

4.1 Descripción del proceso de tratamiento del ácido C

Mediante los resultados experimentales es posible escalar los datos y trabajar a nivel industrial. El proceso de tratamiento del ácido C está constituido por tres grandes etapas, de las cuales dos han sido objeto de estudios anteriores y la otra se ha analizado en el presente estudio; el funcionamiento del proceso con esta nueva etapa es lo que le otorga la exclusividad a este estudio. Adicionalmente, podría incluir una cuarta etapa que puede ayudar a hacer el proceso más atractivo del punto de vista operacional. El esquema del proceso resumido por etapas es mostrado en la Fig. 25 y las etapas que contempla son:

- Enfriamiento y Filtrado de Sólidos
- Concentración del Ácido C
- Reacción Catalítica
- Recuperación de calor

4.1.1 Enfriamiento y Filtrado de Sólidos

Los sólidos insolubles en el ácido C pueden ser precipitados mediante enfriamiento de la solución, debido a que la solubilidad es función de la temperatura. Posterior a esto, los sólidos precipitados son filtrados para obtener un producto con menos ácido y pasan directamente a la etapa de tratamiento de sólidos. El ácido recuperado es devuelto al proceso y mezclado con el ácido que pasa a la etapa de concentración.

4.1.2 Concentración

La evaporación del ácido C se lleva a cabo en un sistema de evaporación de múltiple efecto para garantizar una economía de vapor. El ácido es concentrado desde un 45% hasta un 80 % y ha sido visto en estudios previos [1] que el agua evaporada se lleva consigo la mayor parte de los haluros y el mercurio contenido en el ácido, por lo que además de concentrar el ácido se logra liberar de algunas impurezas livianas.

El agua evaporada pasa por un condensador y debido al contenido de impurezas ($\text{pH} = 1$), no puede ser descartada sin ser enviada a tratamiento de aguas; sin embargo se ha optado por dejar fuera del alcance de este estudio el diseño del sistema de tratamiento.

4.1.3 Descomposición Catalítica

La descomposición catalítica del ácido concentrado proveniente de la evaporación se realiza en un reactor de lecho fijo a una temperatura de 900 °C.

Puesto que experimentalmente se trabajó con un ácido libre de impurezas, se supondrá que los sólidos contenidos en el ácido de entrada al reactor son recuperables y quedan como cenizas las cuales pasan a una etapa de tratamiento de sólidos; sin embargo, esta parte del proceso es la que aun falta por resolver en el tratamiento del ácido C y debido a lo extenso de aquella investigación, no se consideró dentro del alcance de este estudio.

4.1.4 Recuperación de calor

Los gases que salen de la etapa de descomposición, salen a temperaturas excesivamente altas debido al requerimiento de calor de la descomposición, lo que genera un alto consumo energético en el proceso; sin embargo, parte de este calor puede ser recuperado y utilizado en otras etapas del proceso consiguiendo un ahorro energético.

Se estima que a la salida del reactor, los gases tienen una temperatura cercana a 900 °C; pero estos gases deben ser enviados a la planta de ácido, donde no es necesario disponer de ellos a altas temperaturas por lo que podrían utilizarse para transferir su calor. Los gases

pueden mantener su estado incluso a temperaturas de 100 °C, por lo que se dispone de un delta de temperatura cercano a 800 °C para generar energía, la cual puede ser suministrada a la etapa de evaporación, teniendo un alto impacto como ahorro energético para esta etapa.

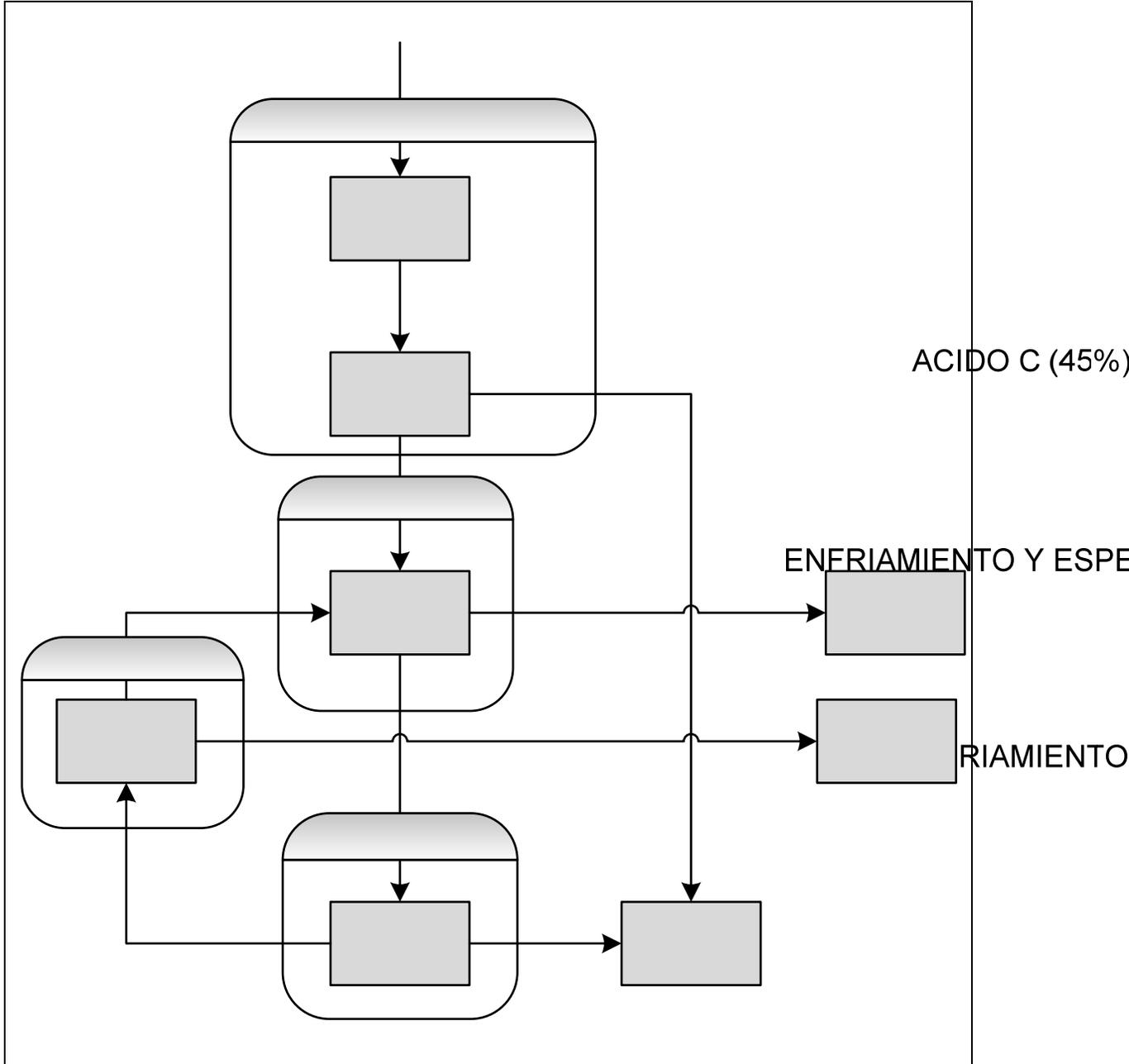


Fig. 25

Esquema del proceso de tratamiento del ácido C

ESPEZAMIENTO

CONCENTRACION

4.2 Diagrama de Flujos del Proceso

El diagrama de flujos del proceso se muestra en la Fig. 26. Como se mencionó anteriormente, se cuenta con una etapa de enfriamiento que facilita la precipitación de sólidos indeseables como el arsénico. El ácido descartado de los procesos mineros es almacenado en el estanque pulmón T-1 y es enviado mediante la bomba J-1 al estanque de enfriamiento T-2 donde se disminuye la temperatura del ácido mediante un serpentín con agua de refrigeración. Posteriormente el ácido frío pasa a un espesador donde precipita el sólido que va a una etapa de tratamiento. La bomba J-2 conduce el ácido desde el espesador L-1 hacia el estanque T-3 que acumula el ácido que es enviado a la etapa de concentración. El estanque T-3 está ubicado a una altura suficiente de tal manera que el ácido fluya libremente hacia el primer efecto de evaporación C-1; de esta manera el ácido se va concentrando pasando a través de los evaporadores C-2 y C-3. El medio de calefacción para la primera etapa es vapor de 20 psig, en tanto que para la segunda etapa se utiliza el vapor generado en C-1 y en C-3 se utiliza el vapor generado en C-2. La corriente de vapor generada en C-3 pasa a través del condensador C-4 para ser tratada como RIL en una etapa posterior.

El ácido concentrado se acumula en el estanque T-4 y pasa a través de la bomba J-3 al reactor de descomposición de H_2SO_4 que opera a 650 °C. Los gases de salida contienen cenizas que pudieran ser arrastradas hacia la siguiente etapa pero para efectos prácticos no se considero ese inconveniente en esta memoria sino que se consideró que las cenizas salen del reactor a través de algún sistema de captura que puede poseer el reactor. Los gases que salen del reactor R-1 pasan al reactor de descomposición de SO_3 donde mediante un catalizador de Cr_2O_3 soportado en alumina-sílice se convierten en SO_2 con una conversión del 92% a 900 °C. El medio de calefacción tanto en el reactor R-1 como en el R-2 es gas natural. La alta temperatura de los gases de salida del R-2 es aprovechada para generar vapor de 20 psig en la caldereta C-5. Los gases fríos son direccionados a planta de ácido.

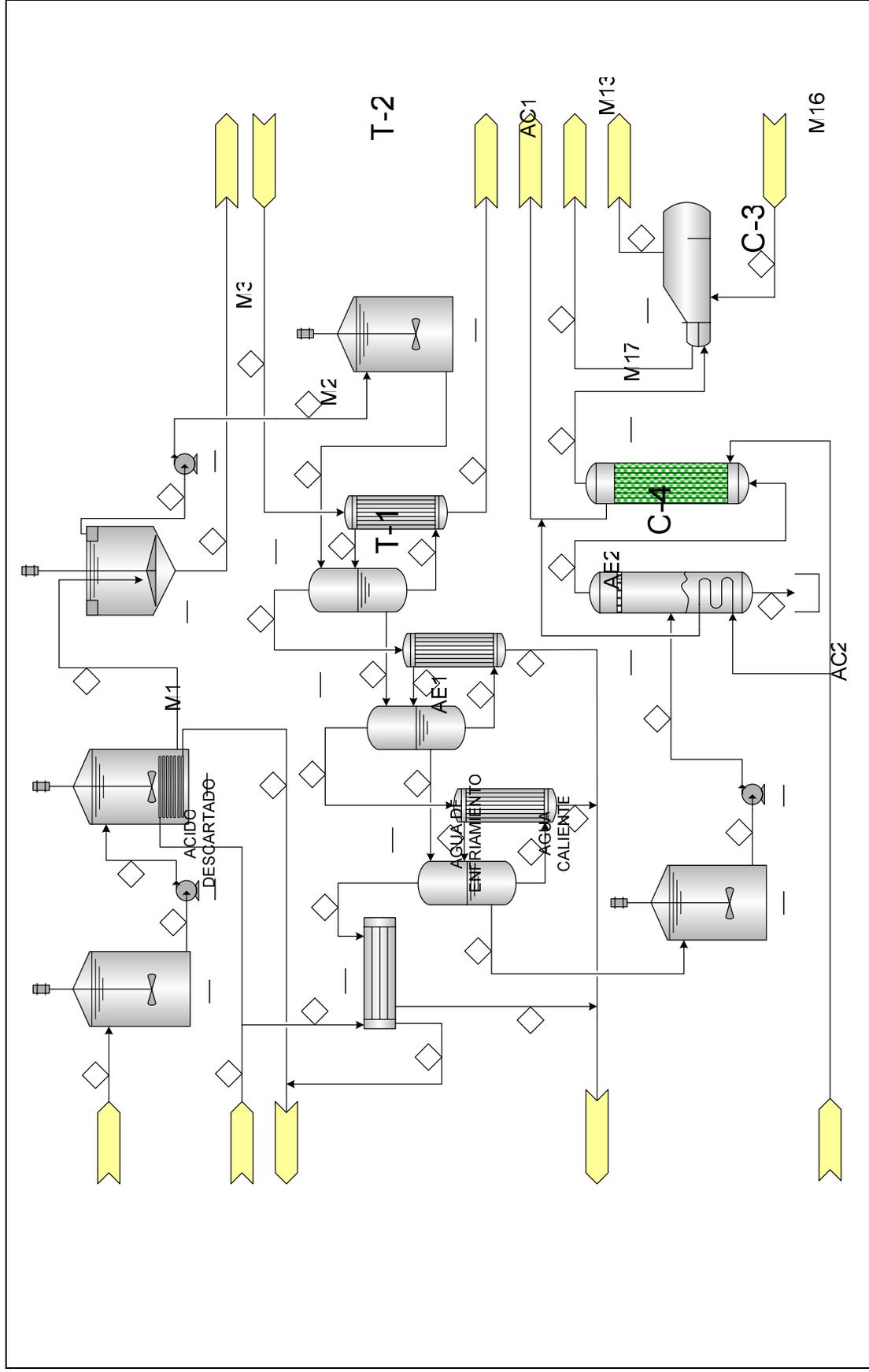


Fig. 26 Diagrama de Flujo del Proceso de Descomposición Catalítica de Acido ^{M19}C

M4

C-2

M12

M15

M14

M18

M21

C2

M20

4.3 Layout General de la Planta

La Fig. 27 representa el layout general de la planta, donde por disposición de espacios se considera un esquema en 2 niveles donde se ubican los estanques T-2y T-3, de esta manera se minimiza el uso de equipos de impulsión de fluidos (bombas), en tanto que los evaporadores se ubican entre ambos niveles para tener fácil acceso en caso de requerir intervenciones [26]; los reactores se ubican en el nivel inferior ya que a estos se le realizan permanentes mantenencias al igual que la caldereta. La parte superior considera una plataforma en forma de L que debe contener barandas a ambos lados y piso tipo grating y se accede a esta por una escala lateral desde el primer nivel.

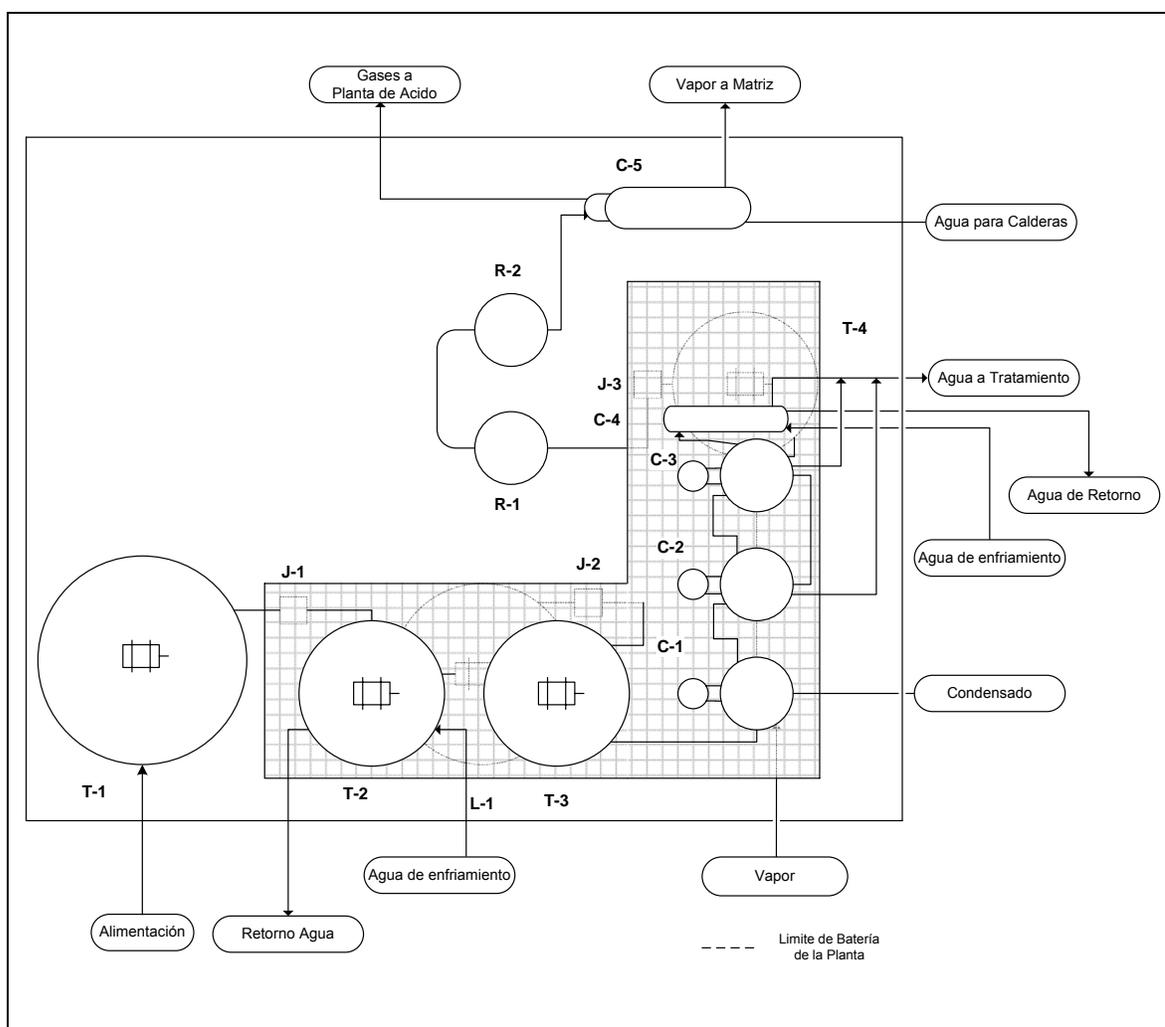


Fig. 27 Vista planta Layout general de la planta

4.4 Balances de Masa, Energía e Hidráulico

Para realizar los balances de masa del proceso, se utilizan las composiciones mostradas en la Tabla 6 y debido a que el Cu, Zn, Fe y Pb presentan un estado de oxidación +2 a las condiciones de entrada del acido es posible asumir que se encuentran presentes como sulfatos: CuSO_4 , ZnSO_4 , FeSO_4 y PbSO_4 .

El cloro presente se encuentra con valencia -1, y debería estar presente de 2 formas: junto al Hg (valencia +2) y el resto junto al Na (valencia +1) y puesto que la cantidad de Na presente en el acido es mayor que la estequiométrica necesaria para formar NaCl, el Na restante se encuentra en forma de sulfato (Na_2SO_4).

El arsénico y el aluminio presentes en el acido, se encuentran con valencia +3 y pueden ser considerados como óxidos (As_2O_3 y Al_2O_3).

El fluor, se encuentra con valencia -1, y ante la presencia de un medio ácido se puede considerar que está presente como HF.

Finalmente, el molibdeno se encuentra presente con valencia +3 y con en elemento en solución que tiene mas afinidad es con el azufre, por lo que se asume que se encuentra como Mo_2S_3 .

Bajo estas suposiciones, es posible obtener las composiciones que se reportan en la Tabla 7, que representa la composición de la corriente M1 que ingresa al estanque de almacenamiento T-1. La obtención de las composiciones se muestra en detalle en el Anexo C.1.

Compuesto	M1 (Kg/h)
H ₂ SO ₄	2925
H ₂ O	3441,58
CuSO ₄	50,24
FeSO ₄	21,76
PbSO ₄	0,01
ZnSO ₄	6,17
HgCl ₂	0,03
NaCl	7,40
Na ₂ SO ₄	8,00
As ₂ O ₃	31,02
Al ₂ O ₃	1,42
HF	7,37
MoS ₃	0,40
Total	6500,4

Tabla 7 Caracterización del acido C por compuestos [25]

4.4.1 Etapa de enfriamiento: Estanque de enfriamiento T-2

Como se puede apreciar en el layout presentado en la Fig. 27, el estanque de enfriamiento se encuentra en el nivel superior, por lo que es necesario bombear el fluido; esta operación es realizada a través de la bomba J-1.

Para el diseño se tienen las siguientes consideraciones:

Velocidad de líquido en el rango de 1-3 m/s

Longitud equivalente de cañería horizontal tanto en succión como en descarga de la bomba es de 2 m

Distancia entre niveles es de 4 m

De acuerdo a esto se tiene el siguiente balance hidráulico:

Considerando que el ácido viene a presión atmosférica, se tiene:

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = P_1 + \rho \cdot g \cdot h$$

$$\rho_{M_2} = 1300 \text{ kg / m}^3 \text{ (Fig.B.2, Anexo B)}$$

$$\mu_{M_2} = 0,9248 \text{ cP (Fig.B.4, Anexo B)}$$

$$V_2 = M_2 / \rho_{M_2} = 6500 / 1300 = 5 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando una altura de 9 pies, la presión de succión es:

$$P_2 = 1 + \frac{1300 \cdot 9,8 \cdot (9 \cdot 0,3048)}{101325} = 1,345 \text{ atm}$$

$$H_{J-1} = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \left(f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_c} \right)_S + \left(f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_c} \right)_D \quad \text{Ec. 21}$$

Suponiendo $v = 2 \text{ m/s}$ $D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (5/3600)}{\pi \cdot 2}} = 0,03 \text{ m}$

Se selecciona un diámetro de 1 1/4" Sch 80. Para esta cañería $D_i^b = 32,46 \text{ mm}$; $v = 1,678 \text{ m/s}$

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{0,0325 \cdot 1,678 \cdot 1300}{0,9248 \cdot 10^{-3}} = 76.584$$

$$f(Re, \varepsilon / D) = 0,027^c$$

$$H_{J-1} = \frac{\Delta P}{1300 \cdot 9,8} + 4 + \left(0,027 \frac{2000}{32,46} \frac{1,678^2}{2 \cdot 9,8} \right) + \left(0,027 \frac{2000}{32,46} \frac{1,678^2}{2 \cdot 9,8} \right)$$

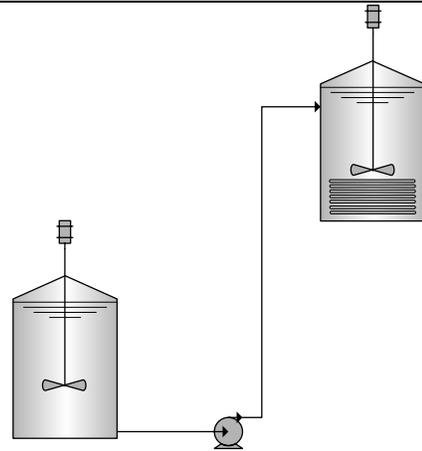
La potencia de la bomba está dada por $P_{hidráulica} = \frac{H \cdot Q \cdot \rho}{\eta}$, suponiendo una potencia de 0,25 HP (69190 kg·m/h) y una eficiencia del 85% se tiene:

$$69190 = \frac{H_{J-1} \cdot 5 \cdot 1300}{0,85}$$

$$H_{J-1} = 9,047 \text{ kg}_f \text{ m / kg}_m$$

Finalmente, reemplazando H en Ec.21, se obtiene: $\Delta P = 58.209 \text{ Pa} = 0,574 \text{ atm}$

$$P_3 = P_2 + \Delta P = 1,345 + 0,574 = 1,919 \text{ atm}$$



^b Ver Anexo C.8

^c Ver Tabla C.16 (Anexo C)

Para que la solubilidad del trióxido de arsénico (As_2O_3) en ácido sulfúrico diluido disminuya y pueda precipitar en el espesador, es necesaria una disminución de la temperatura. El descenso de la temperatura se logra mediante un serpentín insertado dentro del estanque T-2 por el cual fluye agua de enfriamiento. Para los cálculos se tienen las siguientes consideraciones:

Agua disponible a 18°C

Temperatura máxima salida agua enfriamiento: 25°C

Temperatura salida ácido: 30°C

$C_{P(H_2O)} = 0,967 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ (Tabla B.1, Anexo B)

$C_{P(Acido)} = 0,87 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ (Fig.B.3, Anexo B)

A continuación se presenta el balance de energía:

$$M_{3-4} \cdot (C_P \cdot \Delta T)_{acido} = A_{E1-C1} \cdot (C_P \cdot \Delta T)_{agua}$$

Dado que $M1 = M2 = M3 = M4$

$$M_{3-4} = 6.500,4 \text{ kg / h}$$

$$6500,4 \cdot 0,87 \cdot (70 - 30) = A_{E-C} \cdot 0,967 \cdot (25 - 18)$$

$$A_{E-C} = 33.419,1 \text{ kg / h}$$

$$q = 6500,4 \cdot 0,87 \cdot 40 = 226214 \text{ kcal / h}$$

T-2

4.4.2 Etapa de enfriamiento: Espesador L-1

La finalidad de esta etapa es purificar la corriente de Acido C eliminando parte del trióxido de arsénico (As_2O_3) y otros compuestos, lo cual ocurre por la disminución de temperatura que se lleva a cabo en el estanque de enfriamiento T-2 y su posterior precipitación en el espesador.

Las Fig. 28 y 29 muestran en forma gráfica la dependencia de la solubilidad del As_2O_3 y el $PbSO_4$ con respecto a la concentración del ácido sulfúrico y la temperatura.

La solubilidad del As_2O_3 a 70°C es $9,6\text{ g/l}$, y de acuerdo a los datos de entrada se puede decir que el As_2O_3 viene totalmente disuelto. Se puede ver que con una disminución de la temperatura se la solubilidad baja notablemente, la solubilidad del As_2O_3 a 30°C es $3,1\text{ g/l}$.

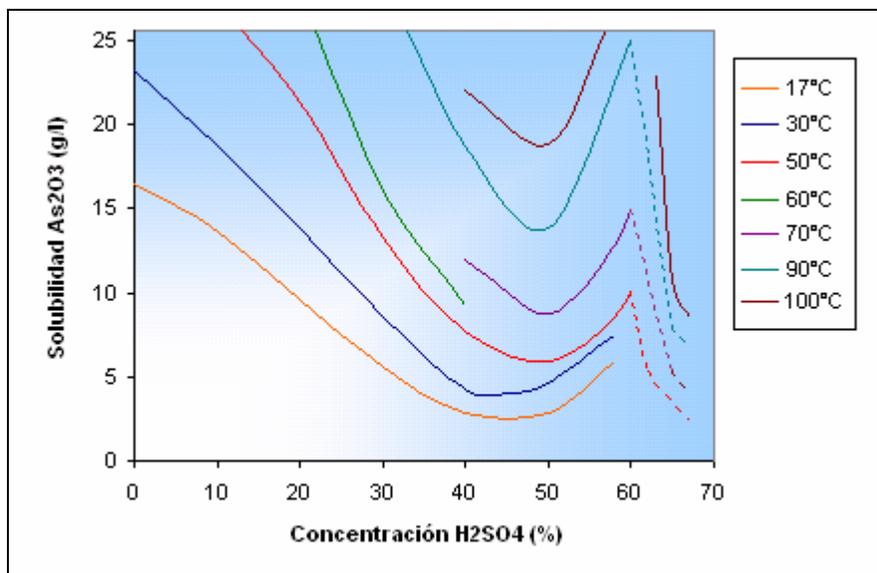


Fig. 28 Solubilidad del As_2O_3 (g/l) en soluciones de ácido sulfúrico a varias temperaturas [1,3]

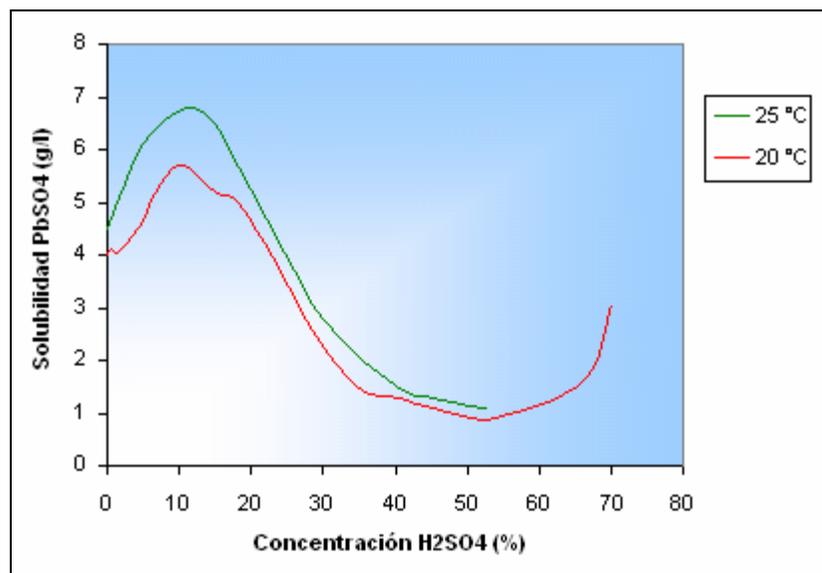


Fig. 29 Solubilidad del PbSO_4 en soluciones de ácido sulfúrico a 20 y 25°C [27]

Se aprecia en la Fig. 29 que la solubilidad del sulfato de plomo es bastante baja a 30°C por lo que se puede suponer que la totalidad del PbSO_4 precipita.

Según estudios previos sobre la precipitación mediante enfriamiento del ácido [1], la totalidad del molibdeno precipita a temperaturas cercanas a los 30 °C.

Para realizar el balance de masa al espesador se consideraron los siguientes supuestos:

Los sólidos representan el 40 % de la corriente de precipitados [28].

Solubilidad $As_2O_3 = 3,1 \text{ g/l}$ [3]

Precipitación total de MoS_3 [1] y $PbSO_4$ [27]

Los porcentajes de H_2O y H_2SO_4 son los mismos que en M4 (45% y 55%, respectivamente)

$$M5 = (Sol_{As_2O_3} \cdot V4 + M4[PbSO_4] + M4[MoS_3]) \cdot 100 / 40$$

$$Sol_{As_2O_3} = 3,1 \text{ g/l}$$

$$\rho_{M4} = 1300 \text{ kg/m}^3 \text{ (Fig.B.2, Anexo B)}$$

$$\mu_{M2} = 0,9248 \text{ cP (Fig.B.4, Anexo B)}$$

$$V4 = M4 / \rho_{M4} = 6500,4 / 1300 = 5 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$M5 = (3,1 \cdot 5 + 0,01 + 0,4) \cdot 100 / 40$$

$$M5 = 39,78 \text{ kg/h}$$

$$M5[H_2O] = M5 \cdot x[H_2O]_{M4} \cdot (1 - \%Sólidos)$$

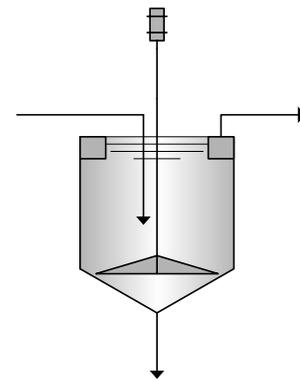
$$M5[H_2O] = 39,78 \cdot 0,6 \cdot 0,55 = 13,1 \text{ kg/h}$$

$$M5[H_2SO_4] = M5 \cdot (\%H_2SO_4)_{M4} \cdot (1 - \%Sólidos)$$

$$M5[H_2SO_4] = 39,78 \cdot 0,6 \cdot 0,45 = 10,7 \text{ kg/h}$$

$$M6 = M4 - M5$$

$$M6 = 6500,4 - 39,78 = 6460,63 \text{ kg/h}$$



La hidráulica del sistema considera lo siguiente:

Nivel de 4 m desde el estanque T-2 hasta el espesador L-1 (presión positiva)

Presión de entrada espesador igual a presión de salida espesador

Nivel de 4 m desde el espesador L-1 hasta el T-3 (presión negativa)

Distancia horizontal tanto en succión como en descarga de 2 m

$$P4 = P3 + \rho \cdot g \cdot (h_{T-2} + \Delta z)$$

Considerando una altura de nivel de 9 pies en T-2, la presión de la corriente M4 es:

$$P4 = 1,919 + \frac{1300 \cdot 9,8 \cdot (9 \cdot 0,3048 + 4)}{101325}$$

$$P4 = 2,767 \text{ atm}$$

$$P6 = P4 + \rho \cdot g \cdot h_{L-1}$$

La altura del espesador es 8,5 pies (Ver pág. 133).

$$P6 = 2,767 + \frac{1300 \cdot 9,8 \cdot (8,5 \cdot 0,3048)}{101325} = 3,093 \text{ atm}$$

$$H_{J-2} = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \left(f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_c} \right)_S + \left(f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_c} \right)_D$$

$$V6 = M6 / \rho = 6460,63 / 1300 = 4,97 \text{ kg / h.}$$

Suponiendo $v = 2 \text{ m/s}$ $D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (4,97 / 3600)}{\pi \cdot 2}} = 0,0296 \text{ m}$

Se selecciona un diámetro de 1 1/4", Sch 80. Para esta cañería $D_1^d = 32,46 \text{ mm}$;

$$v = 1,668 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{0,03246 \cdot 1,668 \cdot 1300}{0,9248 \cdot 10^{-3}} = 76.109$$

$$f(Re, \varepsilon / D) = 0,027^e$$

$$H_{J-2} = \frac{\Delta P}{1300 \cdot 9,8} + 4 + \left(0,027 \frac{2000}{32,46} \frac{1,668^2}{2 \cdot 9,8} \right) + \left(0,027 \frac{2000}{32,46} \frac{1,668^2}{2 \cdot 9,8} \right) \text{ Ec. 22}$$

La potencia de la bomba está dada por $P_{hidráulica} = \frac{H \cdot Q \cdot \rho}{\eta}$, considerando una potencia

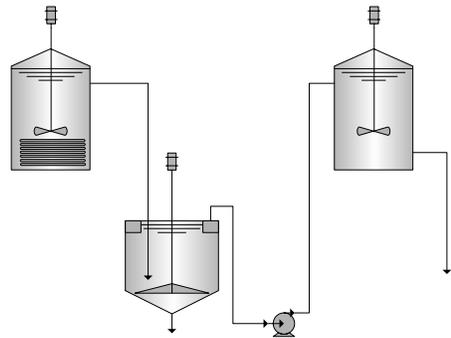
de 0,25 HP (69190 kg·m/h) y una eficiencia del 85% se tiene:

$$69190 = \frac{H_{J-2} \cdot 4,97 \cdot 1300}{0,85}$$

$$H_{J-2} = 9,103 \text{ kg}_f \text{ m / kg}_m$$

Reemplazando H en Ec.22, se obtiene: $\Delta P = 58.995 \text{ Pa} = 0,582 \text{ atm}$

$$P7 = P6 + \Delta P = 3,093 + 0,582 = 3,675 \text{ atm}$$



^d Ver Anexo C.8

^e Ver Tabla C.16 (Anexo C)

4.4.3 Etapa de concentración del ácido: Evaporadores C-1, C-2 y C-3; Condensador C-4

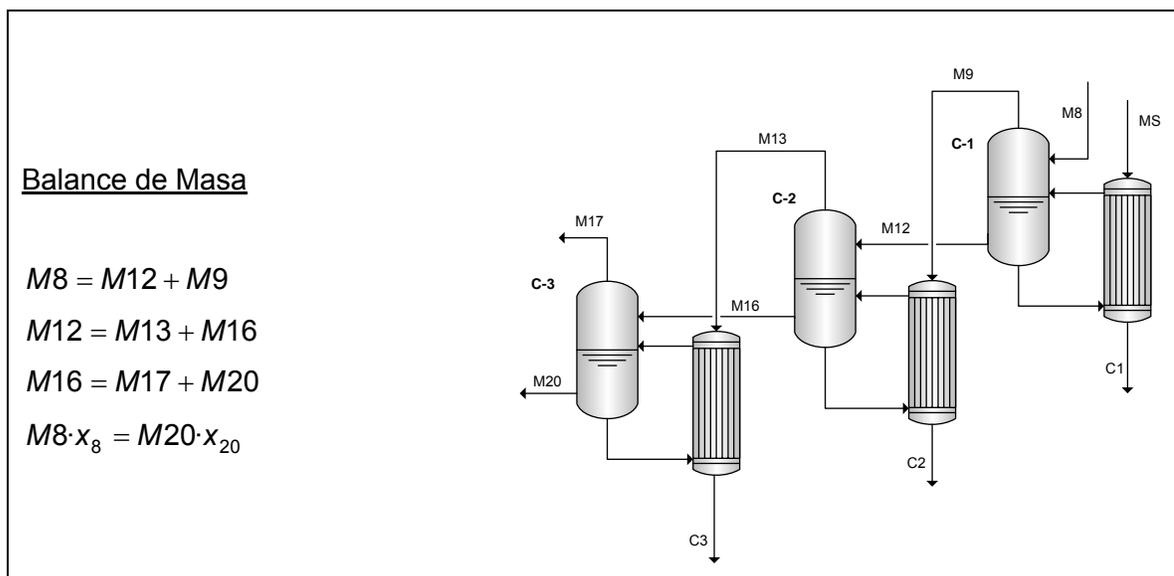
La etapa de concentración del ácido se lleva a cabo mediante un proceso de evaporación de múltiple efecto. Para el caso de este proceso la utilización de 3 efectos puede proporcionar un gran ahorro energético, ya que se debe evaporar un gran volumen de agua. Se considera concentrar desde 45 a 80 % en peso de ácido sulfúrico.

En el Anexo A se muestran resultados de pruebas a presión atmosférica y a vacío llevadas a cabo en estudios anteriores sobre ácidos descartados de plantas pirometalúrgicas [1] que sirvieron para poder estimar las impurezas que pueden ser eliminadas y su porcentaje de eliminación.

Según lo anterior, es posible eliminar el 99 % del cloro, el 97 % del fluor y el 90 % del mercurio mediante evaporación a presión atmosférica y el 96 % de cloro, fluor y mercurio mediante evaporación a vacío (Ver Anexo A) [1].

Para determinar las composiciones por cada etapa es necesario resolver en forma conjunta los balances de masa y de energía, considerando algunas suposiciones y utilizando un método iterativo para obtener convergencia de datos.

El balance con su correspondiente esquema se muestra a continuación:



Balance de Energía

$$MS \cdot \lambda_{MS} + M8 \cdot h_{M8} = M9 \cdot H_{M9} + M12 \cdot h_{12}$$

$$M9 \cdot (H_{M9} - h_{M9}) + M12 \cdot h_{M12} = M13 \cdot H_{M13} + M16 \cdot h_{16}$$

$$M13 \cdot (H_{M13} - h_{M13}) + M16 \cdot h_{M16} = M17 \cdot H_{M17} + M20 \cdot h_{20}$$

Dado que $M6 = M7 = M8 = 6460,63 \text{ kg/h}$, $x_8 = 0,45$ y $x_{20} = 0,8$ se puede obtener el valor de $M20$ mediante el balance de masa:

$$M8 \cdot x_8 = M20 \cdot x_{20} \quad \Rightarrow \quad M20 = \frac{M8 \cdot x_8}{x_{20}}$$

$$M20 = \frac{6460,63 \cdot 0,45}{0,8} = 3634,1 \text{ kg/h}$$

Reordenando las ecuaciones de balance de masa, el sistema queda definido como:

$$M9 = M8 - M12$$

$$M13 = M12 - M16$$

$$M17 = M16 - M20$$

Introduciendo estas ecuaciones en el balance de energía y reordenando, el sistema queda definido de la siguiente manera:

$$MS \cdot \lambda_{MS} + M12 \cdot (H_{M13} - h_{12}) = M8 \cdot (H_{M9} - h_{M8})$$

$$M12 \cdot (H_{M9} - h_{M9} + H_{M13} - h_{M12}) + M16 \cdot (h_{16} - H_{M13}) = M8 \cdot (H_{M9} - h_{M9})$$

$$M12 \cdot (H_{M13} - h_{M13}) + M16 \cdot (h_{M16} - H_{M13} + h_{M13} - H_{M17}) = M20 \cdot (h_{20} - H_{M17})$$

La resolución del sistema de ecuaciones generado por los balances de masa y energía no puede ser resuelto sin las consideraciones y relaciones adicionales que se señalan a continuación:

- Las áreas de intercambio térmico no deben diferir mas allá de un 5% (Anexo C.5.1)

- La presión en el último efecto es 3 psi (0,204 atm)
- Calentamiento en primer efecto con vapor de 20 psig (1,36 atm) ($T_s = 125,8 \text{ }^\circ\text{C}$) [38]
- Se consideran los sgtes coeficientes de transferencia de calor (Valores sugeridos en Tabla C.2, Anexo C):

$$\blacksquare U_1 = 700 \text{ kcal} / \text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

$$\blacksquare U_2 = 750 \text{ kcal} / \text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

$$\blacksquare U_3 = 800 \text{ kcal} / \text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

Mediante estas relaciones adicionales, se obtienen las temperaturas por etapas a través del método iterativo explicado en el Anexo C.4. Los resultados de la última iteración arrojan las siguientes temperaturas^f:

Temperatura Etapa 1:	$T1 = 103,4 \text{ }^\circ\text{C}$
Incremento Punto ebullición etapa 1:	$IPE1 = 2,7 \text{ }^\circ\text{C}$
Temperatura Etapa 2:	$T2 = 87,5 \text{ }^\circ\text{C}$
Incremento Punto ebullición etapa 2:	$IPE2 = 4,3 \text{ }^\circ\text{C}$
Temperatura Etapa 3:	$T3 = 70,9 \text{ }^\circ\text{C}$
Incremento Punto ebullición etapa 3:	$IPE3 = 10,2 \text{ }^\circ\text{C}$

Con estas temperaturas se obtienen los valores de las entalpías. Vale mencionar que los valores de C_p fueron obtenidos de la Fig. B.3 del Anexo B y los valores de entalpía de vapor de agua y agua líquida se obtuvieron de la referencia [38]; la base de entalpía utilizada corresponde a $0 \text{ }^\circ\text{C}$. Los valores obtenidos para las entalpías se indican a continuación:

$$\lambda_{MS}(20 \text{ psig}) = 520,6 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$h_{M8} = C_{p(TM8)} \cdot (T_{M8} - T_0) = 0,884 \cdot (30 - 0) = 26,51 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$h_{M12} = C_{p(T1)} \cdot (T1 - T_0) = 0,86 \cdot (103,4 - 0) = 88,92 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$h_{M16} = C_{p(T2)} \cdot (T2 - T_0) = 0,839 \cdot (87,5 - 0) = 73,41 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$h_{M20} = C_{p(T3)} \cdot (T3 - T_0) = 0,801 \cdot (70,9 - 0) = 56,79 \text{ kcal} / \text{kg}$$

^f Para mayor detalle ver Tabla C.8 en Anexo C.5.2

$$H_{M9} = H^V (T1 - IPE1) + 0,45 \cdot IPE1 = H^V (100,7) + 0,45 \cdot 2,7 = 687,93 + 0,45 \cdot 2,7 = 689,1 \text{ kcal / kg}$$

$$h_{M9}(T1 - IPE1) = h_{M9}(100,7) = 100,9 \text{ kcal / kg}$$

$$H_{M13} = H^V (T2 - IPE2) + 0,45 \cdot IPE2 = H^V (83,2) + 0,45 \cdot 4,3 = 687,89 + 0,45 \cdot 4,3 = 689,8 \text{ kcal / kg}$$

$$h_{M13}(T2 - IPE2) = h_{M13}(83,2) = 83,3 \text{ kcal / kg}$$

$$H_{M17} = H^V (T3 - IPE3) + 0,45 \cdot IPE3 = H^V (60,7) + 0,45 \cdot 10,2 = 657,5 + 0,45 \cdot 10,2 = 662,09 \text{ kcal / kg}$$

Reemplazando los valores de entalpía en las ecuaciones de balance de energía se obtiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$M8 \cdot 520,6 + M12 \cdot (689,8 - 88,92) = 6460,63 \cdot (689,1 - 26,51)$$

$$M12 \cdot (689,1 - 100,9 + 689,8 - 88,92) + M16 \cdot (73,41 - 689,8) = 6460,63 \cdot (689,1 - 100,9)$$

$$M12 \cdot (689,8 - 83,3) + M16 \cdot (73,41 - 689,8 + 83,3 - 662,09) = 3634,1 \cdot (56,79 - 662,09)$$

La resolución del sistema de ecuaciones arroja los siguientes resultados:

$$M12 = 5631,2 \text{ kg/h}$$

$$M16 = 4698,1 \text{ kg/h}$$

$$M8 = 1723,1 \text{ kg/h}$$

Reemplazando estos resultados en los balances de masa se obtienen los flujos de las otras corrientes como se muestra a continuación:

$$M9 = M8 - M12 = 6460,93 - 5631,2 = 829,73 \text{ kg/h}$$

$$M13 = M12 - M16 = 5631,2 - 4698,1 = 933,1 \text{ kg/h}$$

$$M17 = M16 - M20 = 4698,1 - 3634,1 = 1064 \text{ kg/h}$$

Las composiciones de cada etapa se calculan como sigue:

$$x_{12} = \frac{M8 \cdot x_8}{M12} = \frac{6460,93 \cdot 0,45}{5631,2} = 0,516$$

$$x_{16} = \frac{M8 \cdot x_8}{M16} = \frac{6460,93 \cdot 0,45}{4698,1} = 0,62$$

Mediante los flujos máxicos obtenidos se calcula el calor requerido por cada efecto tal y como se muestra a continuación:

$$Q_{C-1} = \lambda_{MS} \cdot MS = 520,6 \cdot 1723,1 = 897045,86 \text{ kcal / h}$$

$$Q_{C-2} = (H_{M9} - h_{M9}) \cdot M9 = (689,1 - 100,9) \cdot 829,73 = 488047,19 \text{ kcal / h}$$

$$Q_{C-3} = (H_{M13} - h_{M13}) \cdot M13 = (689,8 - 83,3) \cdot 933,1 = 565925,15 \text{ kcal / h}$$

Como se mencionó anteriormente, el 99 % del cloro, el 97 % del fluor y el 90 % del mercurio pueden ser eliminados mediante evaporación a presión atmosférica y el 96 % de cloro, fluor y mercurio mediante evaporación a vacío. Según esto se tienen los siguientes balances por compuestos:

Cloro

$$M8[NaCl] = M1[NaCl] = 7,4 \text{ kg / h (Ver Tabla 7, Pág.75)}$$

$$M9[NaCl] = M8[NaCl] \cdot 0,99 = 7,4 \cdot 0,99 = 7,326 \text{ kg / h}$$

$$M12[NaCl] = M8[NaCl] - M9[NaCl] = 7,4 - 7,326 = 0,074 \text{ kg / h}$$

$$M13[NaCl] = M12[NaCl] \cdot 0,96 = 0,074 \cdot 0,96 = 0,071 \text{ kg / h}$$

$$M16[NaCl] = M12[NaCl] - M13[NaCl] = 0,074 - 0,071 = 0,003 \text{ kg / h}$$

$$M17[NaCl] = M16[NaCl] \cdot 0,96 = 0,003 \cdot 0,96 = 0,0029 \text{ kg / h}$$

$$M20[NaCl] = M16[NaCl] - M17[NaCl] = 0,003 - 0,0029 = 0,0001 \text{ kg / h}$$

Fluor

$$M8[HF] = M1[HF] = 7,37 \text{ kg / h (Ver Tabla 7, Pág.75)}$$

$$M9[HF] = M8[HF] \cdot 0,97 = 7,37 \cdot 0,97 = 7,149 \text{ kg / h}$$

$$M12[HF] = M8[HF] - M9[HF] = 7,37 - 7,149 = 0,2211 \text{ kg / h}$$

$$M13[HF] = M12[HF] \cdot 0,96 = 0,2211 \cdot 0,96 = 0,2123 \text{ kg / h}$$

$$M16[HF] = M12[HF] - M13[HF] = 0,2211 - 0,2123 = 0,0088 \text{ kg / h}$$

$$M17[HF] = M16[HF] \cdot 0,96 = 0,0088 \cdot 0,96 = 0,0084 \text{ kg / h}$$

$$M20[HF] = M16[HF] - M17[HF] = 0,0088 - 0,0084 = 0,0004 \text{ kg / h}$$

Mercurio

$$M8[HgCl] = M1[HgCl] = 0,03 \text{ kg / h (Ver Tabla 7, Pág.75)}$$

$$M9[HgCl] = M8[HgCl] \cdot 0,9 = 0,03 \cdot 0,9 = 0,027 \text{ kg / h}$$

$$M12[HgCl] = M8[HgCl] - M9[HgCl] = 0,03 - 0,027 = 0,003 \text{ kg / h}$$

$$M13[HgCl] = M12[HgCl] \cdot 0,96 = 0,003 \cdot 0,96 = 0,0029 \text{ kg / h}$$

$$M16[HgCl] = M12[HgCl] - M13[HgCl] = 0,003 - 0,0029 = 0,0001 \text{ kg / h}$$

$$M17[HgCl] = M16[HgCl] \cdot 0,96 = 0,0001 \cdot 0,96 = 0,000096 \text{ kg / h}$$

$$M20[HgCl] = M16[HgCl] - M17[HgCl] = 0,0001 - 0,000096 = 0,000004 \text{ kg / h}$$

Basado en lo anterior y considerando que los flujos de CuSO_4 , FeSO_4 , ZnSO_4 , Na_2SO_4 , As_2O_3 y Al_2O_3 se mantienen siempre junto al H_2SO_4 se obtienen los resultados que se muestran en la Tabla 8.

		M8	M9	M12	M13	M16	M17	M20
Masa Total	kg/h	6460,6	829,4	5631,2	933,1	4698,1	1064,0	3634,1
H2SO4	kg/h	2914,3	0,0	2914,3	0,0	2914,3	0,0	2914,3
H2O + Compuestos (*)	kg/h	3546,3	829,4	2716,9	933,1	1783,8	1064,0	719,8
CuSO4	kg/h	50,24	0,00	50,24	0,00	50,24	0,00	50,24
FeSO4	kg/h	21,76	0,00	21,76	0,00	21,76	0,00	21,76
ZnSO4	kg/h	6,17	0,00	6,17	0,00	6,17	0,00	6,17
HgCl2	kg/h	0,03	0,027	0,003	0,0029	0,00012	0,000115	0,0000048
NaCl	kg/h	7,40	7,326	0,074	0,071	0,003	0,0029	0,0001
Na2SO4	kg/h	8,00	0,00	8,00	0,00	8,00	0,00	8,00
As2O3	kg/h	15,52	0,00	15,52	0,00	15,52	0,00	15,52
Al2O3	kg/h	1,42	0,00	1,42	0,00	1,42	0,00	1,42
HF	kg/h	7,37	7,1489	0,2211	0,2123	0,0088	0,00849	0,0004
Total Compuestos	kg/h	117,91	14,50	103,41	0,29	103,12	0,01	103,11
H2O (**)	kg/h	3428,42	814,93	2613,49	932,81	1680,68	1063,99	616,69

Tabla 8 Resultados Balance de Masa y Energía Evaporadores

A través de un balance parcial, se obtienen los flujos de recirculación M10, M11, M14, M15. M18 y M19. El balance solo considera el calor requerido para el cambio de fase (calor latente) y se muestra a continuación:

* Valor calculado con los balances de masa y energía a los tres evaporadores

** Valor obtenido de la resta del flujo de (agua + compuestos) – (suma compuestos)

Balance: $MS \cdot \lambda_{MS1} = M10 \cdot (H_{M9} - h_{M9})$

De Tablas de vapor [38]: λ_{MS1} a $125,8\text{ }^{\circ}\text{C} = 520,6\text{ kcal/kg}$

Reemplazando en el balance,

$$1723,1 \cdot 520,6 = (M10_{H2O}) \cdot (689,1 - 100,9)$$

$$(M10_{H2O}) = 1525\text{ kg/h}$$

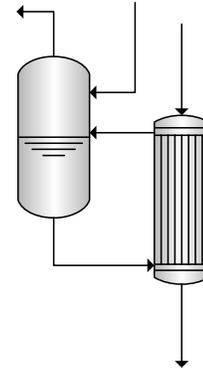
Dado que la composición de M10 y M12 es la misma, se tiene:

$$\frac{(M10_{H2O})}{M10} = \frac{(M12_{H2O})}{M12} \Rightarrow \frac{1525}{M10} = \frac{2613,49}{5631,2}$$

$$M10 = 3285,87\text{ kg/h}$$

Dado que el flujo que ingresa es igual al que sale

$$M11 = 3285,87\text{ kg/h}$$



$$M9 \cdot (H_{M9} - h_{M9}) = (M14_{H2O}) \cdot (H_{M13} - h_{M13})$$

$$829,4 \cdot (689,1 - 100,9) = (M14_{H2O}) \cdot (689,8 - 83,3)$$

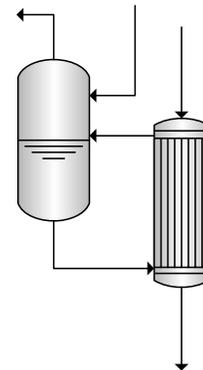
$$(M14_{H2O}) = 804,37\text{ kg/h}$$

$$\frac{(M14_{H2O})}{M14} = \frac{(M16_{H2O})}{M16} \Rightarrow \frac{804,37}{M14} = \frac{1680,68}{4698,1}$$

$$M14 = 2248,5\text{ kg/h}$$

Dado que el flujo que ingresa es igual al que sale

$$M15 = 2248,5\text{ kg/h}$$



$$M13 \cdot (H_{M13} - h_{M13}) = (M18_{H2O}) \cdot (H_{M17} - h_{M17})$$

El valor de h_{M17} es función de la temperatura (T3-IPE3), es decir

$h_{M17}(60,7) = 71\text{ kcal/kg}$. Con esto el balance se escribe como:

$$933,1 \cdot (689,8 - 83,3) = (M18_{H2O}) \cdot (662,09 - 71)$$

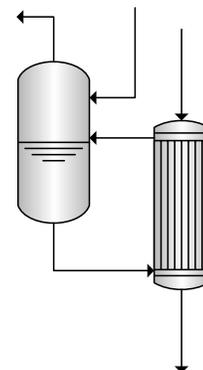
$$(M18_{H2O}) = 957,43\text{ kg/h}$$

$$\frac{(M18_{H2O})}{M18} = \frac{(M20_{H2O})}{M20} \Rightarrow \frac{957,43}{M18} = \frac{616,69}{3634,1}$$

$$M18 = 5642,05\text{ kg/h}$$

Dado que el flujo que ingresa es igual al que sale

$$M19 = 5642,05\text{ kg/h}$$



El vapor que sale del tercer efecto debe ser condensado para ser devuelto a la red de condensados que va a tratamiento de RILes, para ello se enfría con agua de refrigeración

disponible a 20 °C con una temperatura máxima de retorno de 40 °C. En forma adicional a la temperatura de condensación se considera un approach de 15 °C. El balance de energía se presenta a continuación:

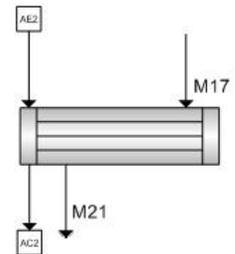
$$M_{17} \cdot [(H_{M_{17}} - h_{M_{17}}) + C_p(T_3 - IPE - 15)] = AE_2 \cdot C_p(T_{AC2} - T_{AE2})$$

$$C_{P(AC2-AE2)} = 0,9663 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C} \text{ (Ver Tabla B.1, Anexo B)}$$

$$1064 \cdot [(662,09 - 71) + 0,9681 \cdot (70,9 - 10,2 - 15)] = AE_2 \cdot 0,9663 \cdot (40 - 20)$$

$$AE_2 = 34.978,44 \text{ kg / h}$$

$$Q_{C-4} = 34978,44 \cdot (40 - 20) \cdot 0,9663 = 675993,3 \text{ kcal / h}$$



4.4.4 Etapa de descomposición Térmica y Catalítica: Estanque T-4; Reactores R-1 y R-2

El Acido concentrado es almacenado para ser suministrado a los reactores de manera continua y con pocas fluctuaciones operacionales. La presión de la corriente alimentada a los reactores debe ser tal para que pueda traspasar el lecho catalítico. La presión del sistema está dada por la bomba J-3. El balance hidráulico en T-4 se muestra abajo.

$$P_{20} = P_{C-3} = 3 \text{ psi} = 0,204 \text{ atm}$$

$$P_{22} = P_{20} + \rho \cdot g \cdot h$$

$$\rho_{M_{22}} = 1700 \text{ kg / m}^3 \text{ (Fig.B.2, Anexo B)}$$

$$\mu_{M_{22}} = 2,618 \text{ cP (Fig.B.4, Anexo B)}$$

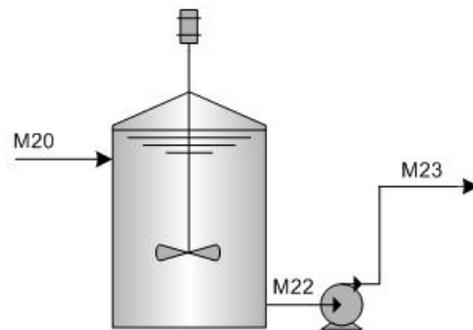
Considerando una altura de líquido de 6 pies

$$P_{22} = 0,204 + \frac{1700 \cdot 9,8 \cdot (6 \cdot 0,3048)}{101325}$$

$$P_{22} = 0,504 \text{ atm}$$

$$H_{J-3} = \frac{\Delta P}{\rho} + \left(f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_c} \right)_S + \left(f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g_c} \right)_D$$

$$V_{22} = M_{20} / \rho = 3634,1 / 1700 = 2,14 \text{ kg / h}$$



Suponiendo $v = 2 \text{ m/s}$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (2,14 / 3600)}{\pi \cdot 2}} = 0,02 \text{ m}$$

Se selecciona un diámetro de 1", Sch 80. Para esta cañería $D_i^h = 24,3 \text{ mm}$; $v = 1,28 \text{ m/s}$

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{0,0243 \cdot 1,28 \cdot 1700}{2,618 \cdot 10^{-3}} = 20.197$$

$f(Re, \varepsilon/D) = 0,037$ (Ver Tabla C.17, Anexo C)

Considerando un ΔP en la bomba de 20 psi (137.857 Pa) y un largo equivalente de 2 m para succión y descarga respectivamente, se tiene:

$$H_{J-3} = \frac{137857}{1700 \cdot 9,8} + \left(0,037 \cdot \frac{2000}{24,3} \cdot \frac{1,28^2}{2 \cdot 9,8} \right) + \left(0,037 \cdot \frac{2000}{24,3} \cdot \frac{1,28^2}{2 \cdot 9,8} \right)$$

$$H_{J-3} = 8,8 \text{ kg}_f \text{ m} / \text{kg}_m$$

Considerando una eficiencia del 85% se tiene:

$$P_{hidráulica} = \frac{8,8 \cdot 2,14 \cdot 1700}{0,85} = 37664 \text{ kg} \cdot \text{m} / \text{h} = 0,13 \text{ HP}$$

Comercialmente se dispone de bombas de 0,125 HP (34.595 kg·m/h), por lo que:

$$H_{J-3} = \frac{P_{hidráulica} \cdot \eta}{Q \cdot \rho} = \frac{34595 \cdot 0,85}{2,14 \cdot 1700} = 8,08 \text{ kg}_f \text{ m} / \text{kg}_m$$

$$\Delta P_{M23/M22} = 1700 \cdot 9,8 \cdot \left[8,08 - \left(0,037 \cdot \frac{2000}{24,3} \cdot \frac{1,28^2}{2 \cdot 9,8} \right) - \left(0,037 \cdot \frac{2000}{24,3} \cdot \frac{1,28^2}{2 \cdot 9,8} \right) \right] \cdot \frac{14,7}{101325} = 18,3 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{M23/M22} = 18,3 \text{ psi} = 1,24 \text{ atm}$$

$$P_{23} = P_{22} + \Delta P_{M23/M22} = 0,504 + 1,24 = 1,744 \text{ atm}$$

El acido es alimentado al Reactor de descomposición térmica mediante la bomba J-3.

La reacción de descomposición de acido sulfúrico ocurre mediante 2 pasos sucesivos: descomposición térmica de acido sulfúrico en trióxido de azufre y descomposición catalítica de trióxido de azufre en dióxido de azufre. La primera reacción tiene una conversión de 100% a 450 °C [2] y la segunda a 900 °C tiene una conversión de 92 % según las pruebas de laboratorio realizadas en este estudio (ver Capítulo 3).

^h Ver Anexo C.8

Si bien la reacción de mayor interés es la descomposición del ácido sulfúrico, aparecen otras especies que a la temperatura de descomposición del ácido sulfúrico se descomponen generando SO_3 .

Sulfatos de cobre (II), hierro (II), y zinc se descomponen completamente a temperaturas menores que $900\text{ }^\circ\text{C}$ (temperatura de operación) [12]. Las reacciones involucradas en primera etapa del proceso (descomposición térmica de sulfatos) son las siguientes:



La mayor temperatura de reacción corresponde a la Ec.23, por lo que el reactor R-1 se operará a dicha presión de manera de lograr la conversión del CuSO_4 . La temperatura de reacción corresponde a $650\text{ }^\circ\text{C}$ [13].

De acuerdo al diagrama de flujos mostrado en la Fig. 26, $\text{M23} = \text{M22} = \text{M20} = 3634,1\text{ kg/h}$. En base a esto, la caracterización de la corriente M23 es la misma que la de la corriente M20 mostrada en la Tabla 8, por lo que la caracterización de la corriente M23 que entra al reactor de descomposición térmica es la que se muestra a continuación en la Tabla 9.

Variable	Unidad	M23
Temperatura	$^\circ\text{C}$	70,9
Presión	atm	1,754
H_2SO_4	kg/h	2914,3
H_2O	kg/h	616,69
CuSO_4	kg/h	50,24
FeSO_4	kg/h	21,76
ZnSO_4	kg/h	6,17
Na_2SO_4	kg/h	8,0
As_2O_3	kg/h	15,52
Al_2O_3	kg/h	1,42
Total	kg/h	3634,1

Tabla 9 Caracterización de la corriente M23

Balance al CuSO_4

El CuSO_4 contenido en la corriente M23 se descompone según la Ec.23. Para obtener los flujos de salida se debe realizar un balance molar.

$$\frac{M(\text{CuSO}_4)}{PM(\text{CuSO}_4)} = \frac{M(\text{CuO})}{PM(\text{CuO})} \quad \Rightarrow \quad \frac{50,24}{159,57} = \frac{M(\text{CuO})}{79,57}$$

$$\frac{M(\text{CuSO}_4)}{PM(\text{CuSO}_4)} = \frac{M(\text{SO}_3)}{PM(\text{SO}_3)} \quad \Rightarrow \quad \frac{50,24}{159,57} = \frac{M(\text{SO}_3)}{80}$$

$$n(\text{CuSO}_4) = n(\text{CuO}) = n(\text{SO}_3) = \frac{50,24}{159,57} \cdot 1000 = 314,84 \text{ mol / h}$$

	CuSO_4 (kg/h)	CuO (kg/h)	SO_3 (kg/h)
Entra	50,24	0,00	0,00
Reacciona	50,24	0,00	0,00
Produce	0,00	25,05	25,19
Sale	0,00	25,05	25,19

Un balance de energía para esta etapa se expresa como:

$$Q = \sum_i (\Delta H_{(f)i} + \Delta H_{(rxn)i} + C_{pi} \Delta T_i) \cdot n_i \quad \text{Ec. 26}$$

$$Q = n[\text{CuSO}_4] \cdot \left\{ C_p[\text{CuSO}_4] \cdot (T_0 - T_i) + (C_p[\text{CuO}] + C_p[\text{SO}_3]) \cdot (T_f - T_0) + \right. \\ \left. (\Delta H_{(f)}[\text{CuO}] + \Delta H_{(f)}[\text{SO}_3] - \Delta H_{(f)}[\text{CuSO}_4] - \Delta H_{(sol)}[\text{CuSO}_4]) \right\}$$

Los valores de entalpías y calores específicos se obtienen de la Tabla B.3 del Anexo B:

$$C_p[\text{CuSO}_4] = 0,024 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{CuO}] = -38,5 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[\text{CuO}] = 0,012 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{SO}_3] = -103,03 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[\text{SO}_3] = 0,032 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{CuSO}_4] = -184,7 \text{ kcal / mol}$$

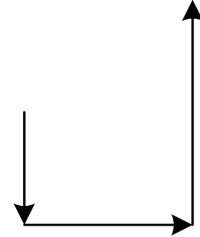
$$\Delta H_{(sol)}[\text{CuSO}_4] = 17,51 \text{ kcal / mol}$$

ⁱ Pesos Moleculares: $PM(\text{CuO}) = 79,7$ $PM(\text{CuSO}_4) = 159,57$ [13]

Tomando como base de entalpía 25°C el balance se escribe numéricamente como:

$$Q_{R1(1)} = 314,85 \cdot (0,024 \cdot (25 - 70,9) + (0,012 + 0,032) \cdot (650 - 25) + (-103,03 - 38,5 - (-184,7 + 17,51)))$$

$$Q_{R1(1)} = 16390,58 \text{ kcal/h}$$



Balance al FeSO₄

El FeSO₄ contenido en la corriente M23 se descompone según la Ec.24, el balance se muestra a continuación:

$$\frac{M(\text{FeSO}_4)}{PM(\text{FeSO}_4)} = \frac{2 \cdot M(\text{Fe}_2\text{O}_3)}{PM(\text{Fe}_2\text{O}_3)} \quad \Rightarrow \quad \frac{21,76}{151,85} = \frac{2 \cdot M(\text{Fe}_2\text{O}_3)}{159,7}$$

$$\frac{M(\text{FeSO}_4)}{PM(\text{FeSO}_4)} = \frac{M(\text{SO}_2)}{PM(\text{SO}_2)} \quad \Rightarrow \quad \frac{21,76}{151,85} = \frac{M(\text{SO}_2)}{64}$$

$$\frac{M(\text{FeSO}_4)}{PM(\text{FeSO}_4)} = \frac{4 \cdot M(\text{O}_2)}{PM(\text{O}_2)}$$

$$\frac{21,76}{151,85} = \frac{4 \cdot M(\text{O}_2)}{32}$$

$$n(\text{FeSO}_4) = n(\text{SO}_2) = \frac{21,76}{151,85} \cdot 1000 = 143,3 \text{ mol/h}$$

$$n(\text{Fe}_2\text{O}_3) = \frac{n(\text{FeSO}_4)}{2} = \frac{143,3}{2} = 71,65 \text{ mol/h}$$

$$n(\text{O}_2) = \frac{n(\text{FeSO}_4)}{4} = \frac{143,3}{4} = 35,82 \text{ mol/h}$$

^j Pesos Moleculares: PM(Fe₂O₃) = 159,7 PM(FeSO₄) = 151,85 [13]

	FeSO ₄ (kg/h)	Fe ₂ O ₃ (kg/h)	SO ₂ (kg/h)	O ₂ (kg/h)
Entra	21,76	0,00	0,00	0,00
Reacciona	21,76	0,00	0,00	0,00
Produce	0,00	11,44	9,17	1,15
Sale	0,00	11,44	9,17	1,15

El balance de energía dado por la Ec.26 se escribe como:

$$Q = n[\text{FeSO}_4] \cdot \left\{ C_p[\text{FeSO}_4] \cdot (T_0 - T_i) - (-4 \cdot -(\Delta H_{(f)}[\text{FeSO}_4] + \Delta H_{(sol)}[\text{FeSO}_4])) \right\} + \\ (n[\text{Fe}_2\text{O}_3] \cdot C_p[\text{Fe}_2\text{O}_3] + n[\text{SO}_2] \cdot C_p[\text{SO}_2] + n[\text{O}_2] \cdot C_p[\text{O}_2]) \cdot (T_f - T_0)$$

Los valores de entalpías y calores específicos se obtienen de la Tabla B.3 del Anexo B:

$$C_p[\text{FeSO}_4] = 0,022 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{FeSO}_4] = -221,3 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[\text{Fe}_2\text{O}_3] = 0,032 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{Fe}_2\text{O}_3] = -198,5 \text{ kcal / mol}$$

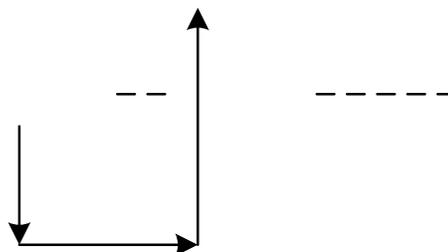
$$C_p[\text{SO}_2] = 0,011 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{SO}_2] = -70,94 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[\text{O}_2] = 0,008 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(sol)}[\text{FeSO}_4] = 14,7 \text{ kcal / mol}$$

El Balance de energía considera una temperatura de reacción de 450 °C y una base de entalpía 25°C



Con lo anterior, el balance se escribe numéricamente como:

$$Q_{R1(2)} = 143,3 \cdot 0,022 \cdot (25 - 70,9) - (-4 \cdot 206,6 + 2 \cdot 198,5 + 4 \cdot 70,94) \cdot 143,3 + (71,65 \cdot 0,032 + 143,3 \cdot 0,011 + 35,82 \cdot 0,008) \cdot (650 - 25)$$

$$Q_{R1(2)} = 23323 \text{ kcal / h}$$

Balance al $ZnSO_4$

El $ZnSO_4$ contenido en la corriente M23 se descompone según la Ec.25, el balance se muestra a continuación:

$$\frac{M(ZnSO_4)}{PM(ZnSO_4)} = \frac{M(ZnO)}{PM(ZnO)}^k \Rightarrow \frac{6,17}{161,44} = \frac{M(ZnO)}{81,44}$$

$$\frac{M(ZnSO_4)}{PM(ZnSO_4)} = \frac{M(SO_3)}{PM(SO_3)} \Rightarrow \frac{6,17}{161,44} = \frac{M(SO_3)}{80}$$

$$n(ZnSO_4) = n(ZnO) = n(SO_3) = \frac{6,17}{161,44} \cdot 1000 = 38,22 \text{ mol / h}$$

	ZnSO ₄ (kg/h)	ZnO (kg/h)	SO ₃ (kg/h)
Entra	6,17	0,00	0,00
Reacciona	6,17	0,00	0,00
Produce	0,00	3,11	3,06
Sale	0,00	3,11	3,06

El balance de energía dado por la Ec.26 se escribe como:

$$Q = n[ZnSO_4] \cdot \left\{ C_p[ZnSO_4] \cdot (T_0 - T_i) + (C_p[ZnO] + C_p[SO_3]) \cdot (T_f - T_0) + (\Delta H_{(f)}[ZnO] + \Delta H_{(f)}[SO_3] - \Delta H_{(f)}[ZnSO_4] - \Delta H_{(sol)}[ZnSO_4]) \right\}$$

^k Pesos Moleculares: PM(ZnO) = 81,44 PM(ZnSO₄) = 161,44 [13]

Los valores de entalpías y calores específicos se obtienen de la Tabla B.3 del Anexo B:

$$C_p[\text{ZnSO}_4] = 0,028 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{CuO}] = -83,36 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[\text{ZnO}] = 0,0115 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

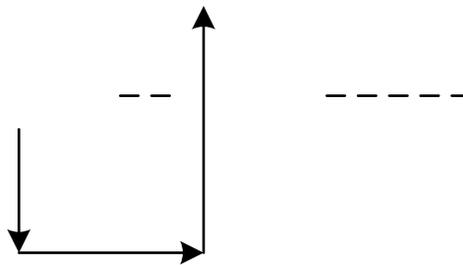
$$\Delta H_{(f)}[\text{SO}_3] = -103,03 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[\text{SO}_3] = 0,0318 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[\text{CuSO}_4] = -233,4 \text{ kcal / mol}$$

$$\Delta H_{(sol)}[\text{CuSO}_4] = 18,5 \text{ kcal / mol}$$

El Balance de energía considera una temperatura de reacción de 480 °C y una base de entalpía 25°C.



El balance se escribe numéricamente como:

$$Q_{R1(3)} = 38,22 \cdot \left\{ \begin{array}{l} 0,028 \cdot (25 - 70,9) + (0,0115 + 0,0318) \cdot (650 - 25) + \\ (-103,03 - 83,36 - (-233,4 + 18,5)) \end{array} \right\}$$

$$Q_{R1(3)} = 2075 \text{ kcal / h}$$

70,9 °C

Reactivos

25 °C

95

$\Delta H_{(f)}$

Balance al H_2SO_4

El H_2SO_4 contenido en la corriente M23 se descompone según la Ec.1, el balance se muestra a continuación:

$$\frac{M(H_2SO_4)}{PM(H_2SO_4)} = \frac{M(H_2O)}{PM(H_2O)} \quad \Rightarrow \quad \frac{2914,3}{98} = \frac{M(H_2O)}{18}$$

$$\frac{M(H_2SO_4)}{PM(H_2SO_4)} = \frac{M(SO_3)}{PM(SO_3)} \quad \Rightarrow \quad \frac{2914,3}{98} = \frac{M(SO_3)}{80}$$

$$n(H_2SO_4) = n(H_2O) = n(SO_3) = \frac{2914,3}{98} \cdot 1000 = 29737,76 \text{ mol/h}$$

	H_2SO_4 (kg/h)	H_2O (kg/h)	SO_3 (kg/h)
Entra	2914,3	0,00	0,00
Reacciona	2914,3	0,00	0,00
Produce	0,00	535,3	2379
Sale	0,00	535,3	2379

El balance de energía dado por la Ec.26 se escribe como:

$$Q = n[H_2SO_4] \cdot \left\{ C_p[H_2SO_4] \cdot (T_0 - T_i) + (C_p[H_2O] + C_p[SO_3]) \cdot (T_f - T_0) + \right. \\ \left. (\Delta H_{(f)}[H_2O] + \Delta H_{(f)}[SO_3] - \Delta H_{(f)}[H_2SO_4] - \Delta H_{(sol)}[H_2SO_4]) \right\}$$

Los valores de entalpías y calores específicos se obtienen de la Tabla B.3 del Anexo B:

$$C_p[H_2SO_4] = 0,08 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[H_2O] = -57,79 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[H_2O] = 0,009 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

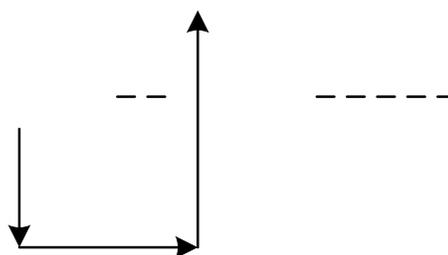
$$\Delta H_{(f)}[SO_3] = -103,03 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[SO_3] = 0,0318 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(f)}[H_2SO_4] = -193,69 \text{ kcal / mol}$$

$$\Delta H_{(sol)}[H_2SO_4] = 8,78 \text{ kcal / mol}$$

El Balance de energía considera una temperatura de reacción de 450 °C y una base de entalpía 25°C.



El balance se escribe numéricamente como:

$$Q_{R1(4)} = 29737,76 \cdot \left\{ \begin{array}{l} 0,08 \cdot (25 - 70,9) + (650 - 70,9) \cdot (0,009 + 0,0318) + \\ (-103,03 - 57,79 - (-193,69 + 8,78)) \end{array} \right\} \quad 70,9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{R1(4)} = 1309808 \text{ kcal / h}$$

Balance a los compuestos que no reaccionan

Reactivos

De la Tabla 9 se obtienen los flujos másicos de los compuestos que no reaccionan: H_2O , Na_2SO_4 , As_2O_3 , Al_2O_3 ; de éstos solo el H_2O tiene cambio de fase al aumentar la temperatura de 70,9 a 650 °C.

25 °C

Pasando los flujos másicos a flujos molares¹, se tiene:

$$n(\text{H}_2\text{O}) = \frac{619,69}{18} \cdot 1000 = 34427,2 \text{ mol / h}$$

$$n(\text{Na}_2\text{SO}_4) = \frac{8}{142,05} \cdot 1000 = 56,32 \text{ mol / h}$$

$$n(\text{As}_2\text{O}_3) = \frac{15,52}{197,82} \cdot 1000 = 78,46 \text{ mol / h}$$

$$n(\text{Al}_2\text{O}_3) = \frac{14}{101,94} \cdot 1000 = 13,9 \text{ mol / h}$$

El balance de energía se formula de la siguiente manera:

¹ Pesos Moleculares: $\text{PM}(\text{Na}_2\text{SO}_4) = 142,05$

$\text{PM}(\text{As}_2\text{O}_3) = 197,82$

$\text{PM}(\text{Al}_2\text{O}_3) = 101,94$

$$Q_{R1(5)} = (n[Na_2SO_4] \cdot C_p[Na_2SO_4] + n[As_2O_3] \cdot C_p[As_2O_3] + n[Al_2O_3] \cdot C_p[Al_2O_3]) \cdot (T_f - T_0) + \Delta H_{sol}[Na_2SO_4] + \Delta H_{sol}[As_2O_3] + \Delta H_{sol}[Al_2O_3] + n[H_2O] \cdot C_p[H_2O] \cdot (T_0 - T_i) + n[H_2O] \cdot \lambda[H_2O] + n[H_2O] \cdot C_p'[H_2O] \cdot (T_f - T_0)$$

Los valores de entalpías y calores específicos se obtienen de la Tabla B.3 del Anexo B:

$$C_p[Na_2SO_4] = 0,033 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(sol)}[Na_2SO_4] = 0,56 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[As_2O_3] = 0,04 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(sol)}[As_2O_3] = -6,7 \text{ kcal / mol}$$

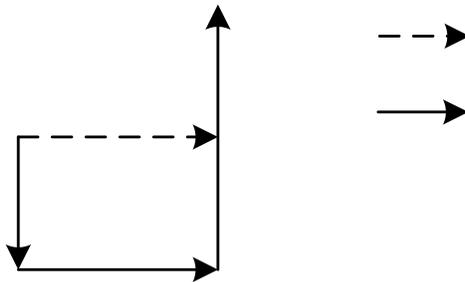
$$C_p[Al_2O_3] = 0,026 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{(sol)}[Al_2O_3] = 0 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p[H_2O] = 0,017 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$

$$\lambda[H_2O] = 9,729 \text{ kcal / mol}$$

$$C_p'[H_2O] = 0,009 \text{ kcal / mol}^\circ\text{C}$$



Reemplazando en $Q_{R1(5)}$, se tiene:

$$Q_{R1(5)} = (56,32 \cdot 0,033 + 78,46 \cdot 0,04 + 13,93 \cdot 0,026) \cdot (650 - 70,9) + 56,32 \cdot 0,56 + 78,46 \cdot (-6,7) + 13,9 \cdot 0 + 34427,2 \cdot 0,017 \cdot (25 - 70,9) + 34427,2 \cdot 9,729 + 34427,2 \cdot (650 - 25) \cdot 0,009$$

$$Q_{R1(5)} = 504341 \text{ kcal / h}$$

Requerimiento energético Reactor Térmico R-1

De acuerdo a los cálculos realizados previamente, es posible calcular el calor requerido en esta etapa:

$$Q_{R1} = \sum_{i=1}^5 Q_{R1(i)} \quad \text{Ec. 27}$$

70,9 °C

$\Delta H_{(sol)}^{98}$

650 °C

Reemplazando los valores de Q obtenidos en la Ec.27 se tiene:

$$Q_{R1} = Q_{R1(1)} + Q_{R1(2)} + Q_{R1(3)} + Q_{R1(4)} + Q_{R1(5)}$$

$$Q_{R1} = 16390,58 + 23323 + 2075 + 1309808 + 504341$$

$$Q_{R1} = 1855938 \text{ kcal / h}$$

El combustible utilizado para ambos reactores es Gas Natural cuyo poder calorífico según bibliografía es de 860 kcal/Nm³ [37]. Para el caso del reactor R-1 se tiene el siguiente balance de energía para obtener el consumo de combustible (Volumen de Gas Natural en R-1: V_{GN1}).

$$1855938 = 860 \cdot V_{GN1}$$

$$V_{GN1} = 2158 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

Balance de Masa General al Reactor Térmico R-1

En las secciones anteriores se obtuvieron los flujos másicos para cada compuesto en forma parcial, sin embargo, en el reactor existen 3 fases:

- Líquida: en el fondo, donde se acumula un nivel de líquido que se va evaporando.
- Gaseosa: líquido evaporado
- Sólido: mezclado con la fase gaseosa como sólidos suspendidos y en el nivel de líquido como precipitado.

Dado que en la siguiente etapa existe un lecho catalítico, este podría ser contaminado con los sólidos arrastrados, que podrían adherirse al catalizador y afectar su desempeño. Una manera de evitar que ocurra lo anteriormente señalado es colocar un sistema de filtración justo antes de que los gases abandonen el reactor, de esta manera los sólidos quedan retenidos en esta etapa y se retiran periódicamente.

Basado en lo anterior y los balances de masa por componentes se tiene la siguiente caracterización para las corrientes del reactor R-1:

Componente	M24 (kg/h)
CuO	25,05
Fe ₂ O ₃	11,44
ZnO	3,11
Na ₂ SO ₄	8
As ₂ O ₃	15,52
Al ₂ O ₃	1,4
Total	64,52

Componente	M25 (kg/h)	M25 (kmol/h)
SO ₃	2407,25	30,09
H ₂ O	1154,99	64,17
SO ₂	9,17	0,14
O ₂	1,15	0,04
Total	3569,55	94,27

Tabla 10 Caracterización corrientes de salida R-1

Requerimiento Energético Reactor Catalítico R-2

Como se muestra en la Tabla 10, la composición de alimentación al Reactor Catalítico corresponde a la corriente M25 que consiste en una mezcla de SO₃, H₂O, O₂ y SO₂ en fase gaseosa a 650 °C. El objetivo de esta etapa es convertir el SO₃ en SO₂ tanto como sea posible. En las pruebas de laboratorio se demostró que a una temperatura de 900 °C se logran alcanzar conversiones cercanas al 92%. Teniendo en cuenta los parámetros cinéticos involucrados^m se genera el siguiente balance de masa y energía:

$$\frac{dN_j}{dV} = R_j \quad \text{Ec.F.30}$$

$$Q\rho\bar{C}_p \frac{dT}{dV} = -\sum_i \Delta H_{Ri} r_i + \frac{2}{R} U^0 (T_a - T) \quad \text{Ec.F.31}$$

$$\frac{dP}{dV} = -\frac{(1-\varepsilon_B)}{D_p \varepsilon_B^3} \frac{Q}{A_C^2} \left[150 \frac{(1-\varepsilon_B)\mu_f}{D_p} + \frac{7}{4} \frac{\rho Q}{A_C} \right] \quad \text{Ec.F.32}$$

El análisis de la generación del sistema de ecuaciones presentado anteriormente se profundiza en el Anexo F y la obtención de los resultados por medio del software HYSYS 3.2 se detalla en el Capítulo 5. La resolución de las Ecs. F30-F32 para una conversión de 92%, generan los resultados de flujos máscicos de salida mostrados en la Tabla 11, además del

^m Para mayor información dirigirse al Capítulo 6

perfil de composiciones, temperatura y calor requerido a lo largo del reactor mostrados en las Figs. 30 y 31.

Componente	Entra (kmol/h)	Reacciona (kmol/h)	Produce (kmol/h)	Sale (kmol/h)	PM ⁿ (kmol/kg)	Sale (kg/h)
SO ₃	30,09	27,68	0,00	2,41	80	192,8
H ₂ O	64,17	0,00	0,00	64,17	18	1155,06
SO ₂	0,14	0,00	27,68	27,82	64	1777,53
O ₂	0,04	0,00	13,84	13,88	32	444,16
Total				108,28		3569,55

Tabla 11 Balance de masa al Reactor de descomposición catalítica R-2

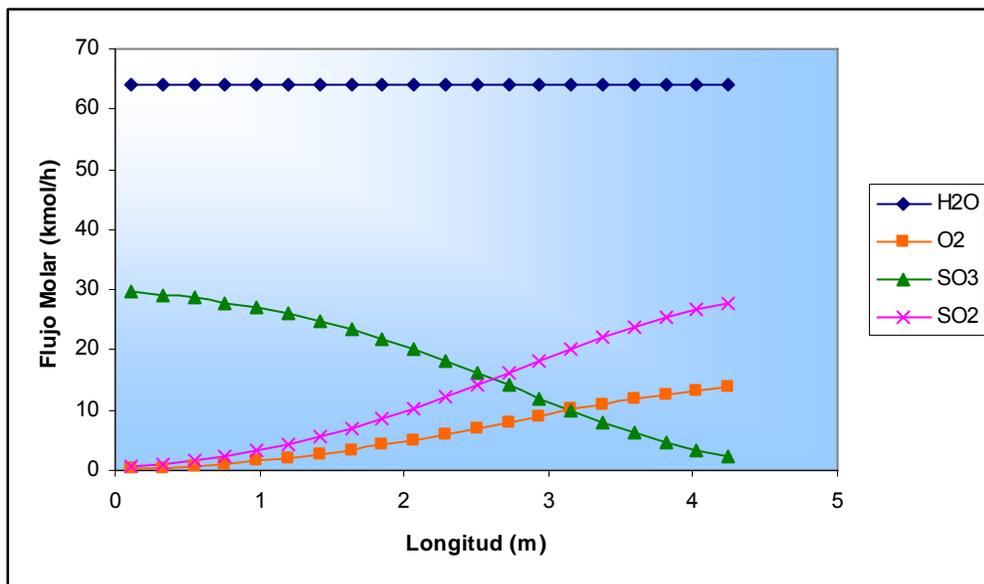


Fig. 30 Perfil de flujo molar para todos los compuestos en función de la longitud para R-2

ⁿ Pesos Moleculares obtenidos de la Ref [3]

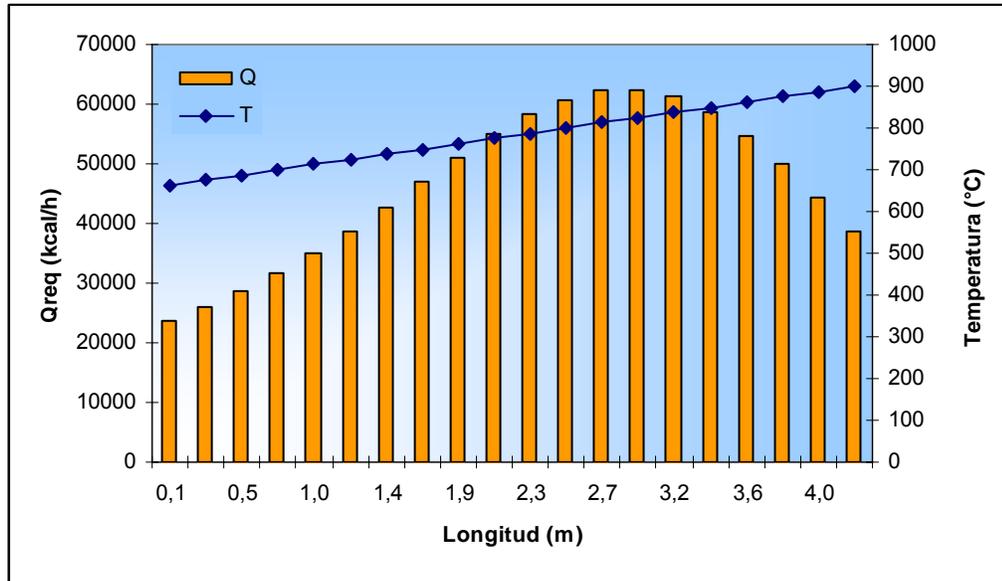


Fig. 31 Perfil de Temperaturas y Calor requerido a lo largo del Reactor R-2

La Tabla 12 contiene los valores de calor requerido a lo largo del reactor para la reacción de descomposición de ácido sulfúrico.

L (m)	Q (kcal/h)
0,11	23681,29
0,33	25927,46
0,54	28561,31
0,76	31595,18
0,98	35018,30
1,20	38788,14
1,42	42821,97
1,63	46990,29
1,85	51114,17
2,07	54968,67
2,29	58294,34
2,50	60817,83
2,72	62280,86
2,94	62475,20
3,16	61278,13
3,38	58683,15
3,59	54817,93
3,81	49942,84
4,03	44426,42
4,25	38698,20

Tabla 12 Requerimiento de calor en cada tramo del reactor R-2

La sumatoria del Calor requerido en cada tramo del Reactor R-2 corresponde al calor total requerido en esta etapa, según esto, el calor requerido por R-2 es:

$$Q_{R2} = 931182 \text{ kcal} / h$$

Al igual que el reactor R-1, el combustible utilizado es Gas Natural de poder calorífico 860 kcal/Nm³ [37]. El balance de energía para obtener el consumo de combustible se presenta a continuación:

$$931182 = 860 \cdot V_{GN2}$$

$$V_{GN2} = 1083 \text{ Nm}^3 / h$$

4.4.5 Generación de Vapor mediante enfriamiento de Gases de Salida de R-2

Los gases de salida del Reactor R-2 tienen como destino una planta de ácido donde el SO₂ es utilizado para generar ácido sulfúrico, sin embargo, los gases deben ir fríos a la planta de ácido. Es por dicha razón que se propone utilizar estos gases para generar vapor enfriándolos desde 900 a 200 °C. El vapor de agua es producido mediante el cambio de fase del agua de caldera (BW) disponible a una presión de 20 psig y una temperatura de 50 °C. La temperatura de saturación del agua a 20 psig es 125,8 °C.

El balance de energía se muestra a continuación:

$$BW \cdot (C_p[H_2O] \cdot (T_s - T_i) + \lambda_{Ts}) = \left[\begin{array}{l} n[SO_3] \cdot C_p[SO_3] + n[H_2O] \cdot C_p'[H_2O] + \\ n[SO_2] \cdot C_p[SO_2] + n[O_2] \cdot C_p[O_2] \end{array} \right] \cdot (T_f - T_i)$$

De las tablas que aparecen en el Anexo B se obtienen los datos de capacidades caloríficas. El calor latente del agua fue obtenido de la referencia [38]; dichos valores se presentan a continuación:

$$C_p[H_2O] = 0,9846 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p[SO_2] = 0,5195 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p'[H_2O] = 0,1897 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p[O_2] = 0,2473 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p[SO_3] = 0,2129 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{125,8^\circ\text{C}}[H_2O] = 520,6 \text{ kcal / kg}$$

Reemplazando los valores en el balance de energía se obtiene el flujo de agua de caldera necesario como se muestra a continuación:

$$BW \cdot (0,9846 \cdot (125,8 - 50) + 520,6) = \left[\begin{array}{l} 192,8 \cdot 0,2129 + 1155,06 \cdot 0,5195 + \\ 1780,48 \cdot 0,1897 + 444,16 \cdot 0,2473 \end{array} \right] \cdot (900 - 200)$$

$$BW = 1.280,3 \text{ kg / h}$$

$$Q_{C-5} = 1280,3 \cdot (0,9846 \cdot (125,8 - 50) + 520,6) = 762.076 \text{ kcal / h}$$

Los resultados de balances de masa, de energía e hidráulico obtenidos en este capítulo sientan las bases para el diseño mecánico de los equipos que se muestra en el capítulo 6.



CAPÍTULO

5

SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DEL
REACTOR CATALÍTICO

5 SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DEL REACTOR CATALÍTICO

El desarrollo y análisis de la simulación para un reactor de lecho fijo es algo compleja debido al sistema de ecuaciones diferenciales que lleva asociado (para información adicional se recomienda revisar el Anexo F). La simulación puede realizarse mediante algún programa de calculo que utilice el método de Runge-Kutta para resolver ODE's; sin embargo en la actualidad existen softwares en el mercado dedicados a ramas específicas de la Ingeniería, uno de ellos es el Aspen Hysys 3.2 que es un programa de simulación orientado a la industria de procesos. De esta manera el usuario puede ser capaz de simular desde procesos tan elementales como cálculos de bombas o intercambiadores de calor, a procesos mucho más complejos como destilación multicomponentes y simulaciones de plantas completas.

Para el caso estudiado, se desarrolló una simulación del reactor catalítico solamente debido a que el Hysys 3.2 no trabaja con los sólidos que estaban implicados en este estudio, sin embargo para la sección donde ocurre la reacción catalítica, contiene todos los compuestos involucrados. La simulación y el análisis del reactor se llevaron a cabo con los datos obtenidos en el laboratorio (Capítulo 3), los cuales pueden ser ingresados en el software.

5.1 Ingreso de datos en Hysys 3.2

Para realizar una simulación en Hysys 3.2 se requieren a lo menos 2 entradas principales antes de entrar al ambiente de simulación:

- Componentes
- Paquete de Fluidos (Fluid Package)

El primero hace relación con todos los componentes involucrados en el caso estudiado, y el segundo se refiere al cálculo de propiedades que utiliza para los distintos fluidos (modelos de EOS, Actividades, Presiones de Vapor, etc.) y depende de la compatibilidad entre los fluidos involucrados en la simulación.

En algunas ocasiones, es necesario ingresar más datos de entrada como el Oil Manager, utilizado para caracterizar crudos, o el paquete de reacciones (Reaction Package) utilizado cuando existen reacciones en el proceso.

Para el caso del reactor de lecho fijo, es necesario ingresar 3 datos de entrada: componentes, paquete de fluidos y paquete de reacciones.

En la Fig.32 se puede apreciar el ingreso de los componentes involucrados en la simulación, cuya selección se realiza desde una lista de componentes que viene incluida en la base de datos de Hysys 3.2.

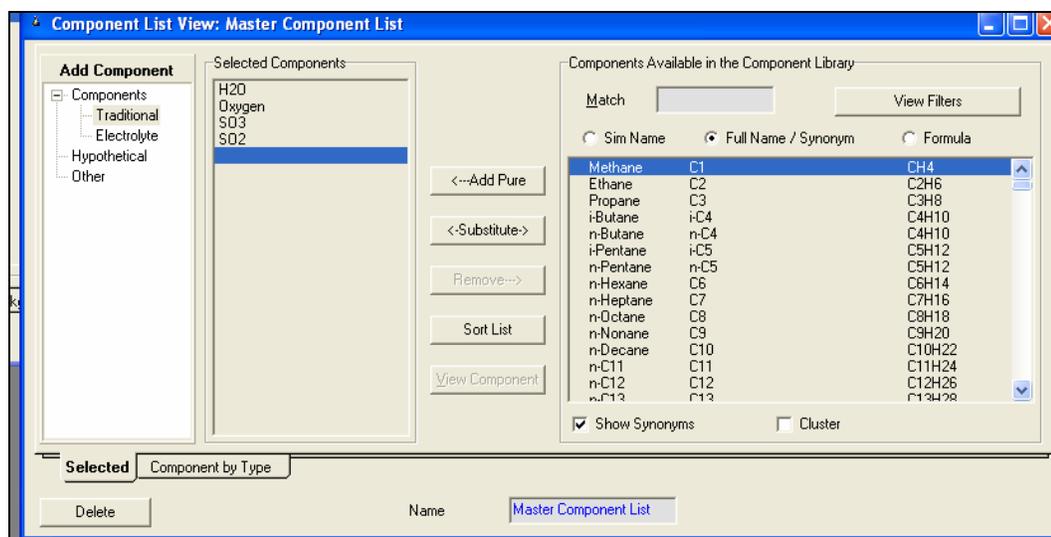


Fig. 32 Ingreso de Componentes en Hysys 3.2

El paso siguiente se muestra en la Fig. 33, donde se debe elegir un paquete de fluidos en el cual los compuestos involucrados sean compatibles; en este caso se selecciona un EOS (ecuaciones de estado) dado que son solo gases. Para el caso estudiado se seleccionó el modelo PRSV, comúnmente utilizado para mezclas de compuestos en fase gaseosa.

Por ultimo, para completar los datos de entrada se deben ingresar las condiciones de la reacción, para lo cual se selecciona la pestaña Reactions (Paquete de Reacciones) en la cual se especifica cuantas reacciones ocurren en el caso simulado; en este caso, solo ocurre la reacción (2) que es la descomposición catalítica del SO_3 . Se selecciona el método de calculo que usará el programa para simular el reactor (Conversión, Equilibrio, Heterogénea, Cinética, Velocidad Simple). Para el caso de los reactores catalíticos, se debe seleccionar Cinética como se muestra en la Fig. 34.

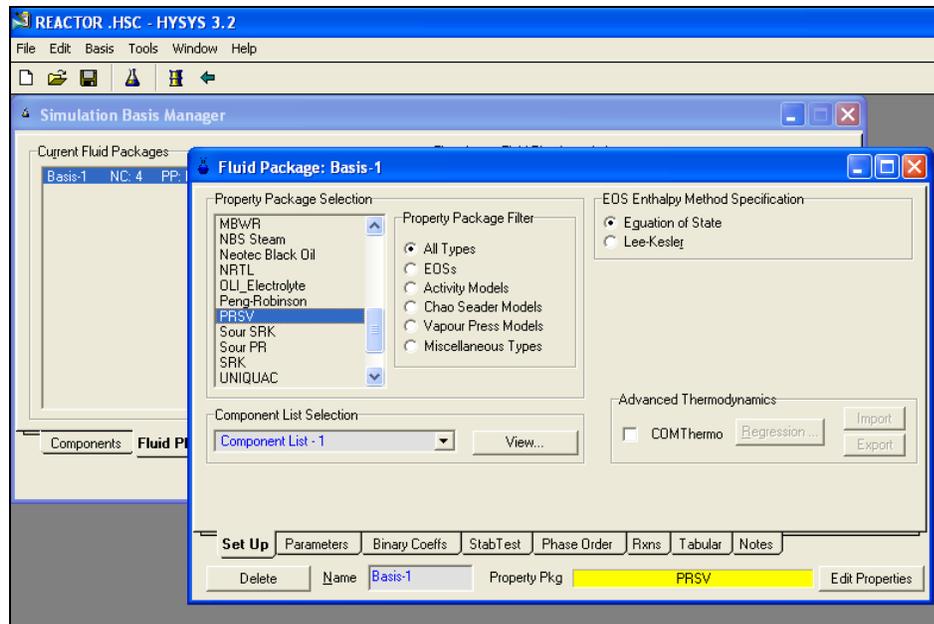


Fig. 33 Selección del Paquete de Fluidos (Fluid Package) en Hysys 3.2

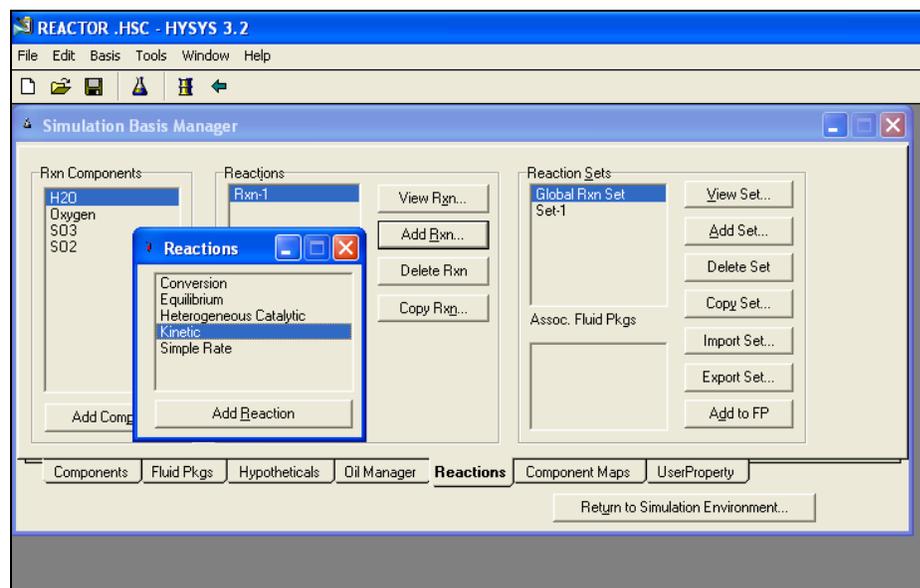


Fig. 34 Selección del método de cálculo para el reactor (Reaction Package) en Hysys 3.2

Una vez seleccionado el método de cálculo, aparece un subambiente de ingreso de datos para introducir datos propios de la reacción que se muestran en la Fig. 35 (el cálculo de la constante pre exponencial en las unidades que requiere el programa se muestra en el punto 5.1.1). En la pantalla Stoichiometry se ingresan los compuestos involucrados en la reacción con su correspondiente coeficiente estequiométrico, donde a los reactantes se antepone el signo negativo y a los productos el positivo; el cálculo del calor de reacción a 25 °C lo realiza

Hysys 3.2. Posteriormente se ingresan las bases de la reacción, es decir si serán concentraciones o presiones parciales, además se debe especificar la fase de la reacción y las unidades de la velocidad de reacción; una vez realizado esto se pasa a la siguiente pestaña, donde se especifican los valores de la constante pre-exponencial y la energía de activación (obtenidos en laboratorio como se mostró en el Capítulo 3). Posterior a este ingreso de datos, es posible entrar en el ambiente de la simulación presionando la pestaña Enter Simulation Environment donde se llevará a cabo la simulación del reactor estudiado.

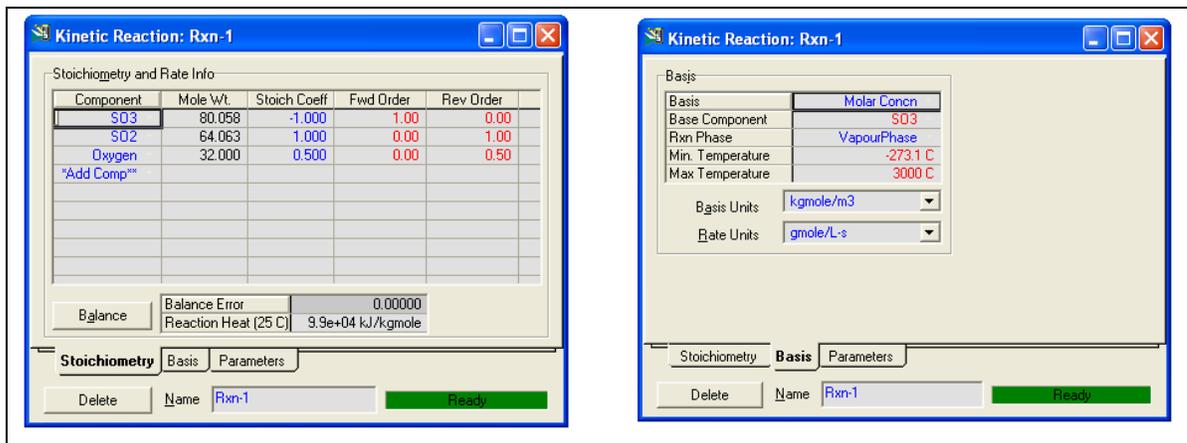


Fig. 35 Ingreso de estequiometría y bases de la reacción en Hysys 3.2

5.1.1 Cálculo de la constante pre-exponencial

Hysys propone la siguiente fórmula para la velocidad de reacción:

$$r = k_0 \cdot C_A \cdot \exp\left(\frac{-E_A}{R \cdot T}\right) \cdot T^\beta \quad \text{Ec. 28}$$

Donde el valor de r está en unidades de mol/l·s. Para el caso estudiado, $\beta=0$, por lo que k_0 tendrá unidades de s^{-1} .

Según los datos obtenidos en el Laboratorio (Pág. 65, Cap.3), el valor de la constante pre-exponencial es:

$$k_0 = 1,07 \cdot 10^9 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{cat}} \cdot \text{h}$$

Tomando en cuenta una densidad del catalizador de 96 kg/m³ (Tabla 4, Pág. 56) y un bulk de 0,7 (Ver Tabla 5, Pág.62) como se vio en el Capítulo 3, se tiene que:

$$k_0 = 1,07 \cdot 10^9 \frac{m^3}{kg_{cat} h} \cdot \frac{96 kg_{cat}}{1 m^3_{cat}} \cdot \frac{0,7 m^3_{cat}}{1 m^3_{reactor}} = 7,1904 \cdot 10^{10} m^3 / m^3_{reactor} h$$

La relación entre el reactor y el volumen del gas es (1-0,7) volumen de gas por volumen de reactor, por lo tanto la constante pre exponencial se escribe como:

$$k_0 = 7,1904 \cdot 10^{10} \frac{m^3}{m^3_{reactor} h} \cdot \frac{m^3_{reactor}}{(1-0,7) m^3} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 6,658 \cdot 10^7 s^{-1}$$

5.2 Simulación y Análisis de resultados en Hysys 3.2

5.2.1 Ambiente de Simulación

Una vez dentro del ambiente de simulación, se deben agregar los equipos involucrados en la simulación. En este caso solo se utilizó un equipo: un reactor PFR que se selecciona desde la paleta de equipos, como se aprecia en la Fig.36. En el reactor se deben especificar las corrientes de entrada y salida y el flujo de calor. Para el caso de la corriente de entrada, se conocen las condiciones y composición de la corriente M24, pero en el caso de la corriente de salida solo se debe especificar la temperatura de salida (900 °C) y para el flujo de calor no se debe especificar nada, ya que el programa se encarga de realizar esos cálculos. La Fig.37 corresponde a lo explicado anteriormente.

En casos simples, un equipo queda resuelto una vez especificadas las corrientes y los flujos de calor señalados anteriormente, sin embargo para un reactor PFR se requiere ingresar datos adicionales. De esta manera, se debe ingresar al ambiente del reactor, pulsando el cursor sobre este para ingresar datos tales como:

- Reacciones implicadas (Seleccionada del Reaction Set previamente creado)
- Numero de pasos y segmentos del reactor (para la integración)
- Diámetro, densidad y capacidad calorífica del catalizador
- Densidad de bulk

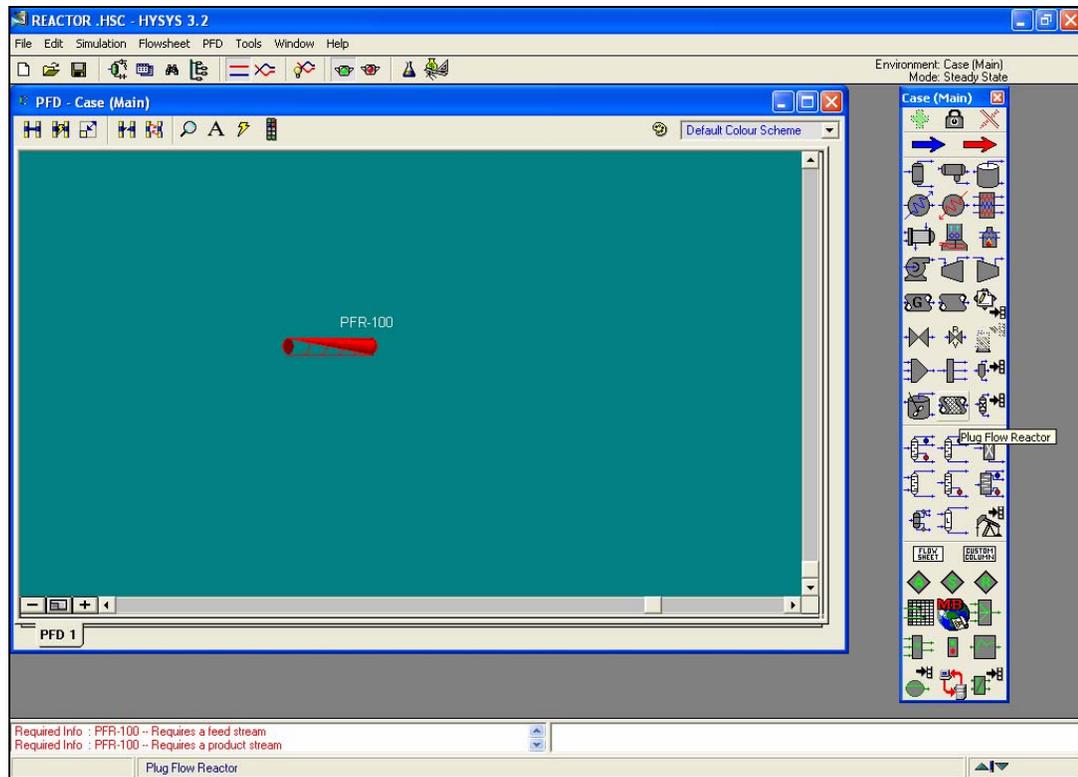


Fig. 36 Inserción de equipos en Hysys 3.2

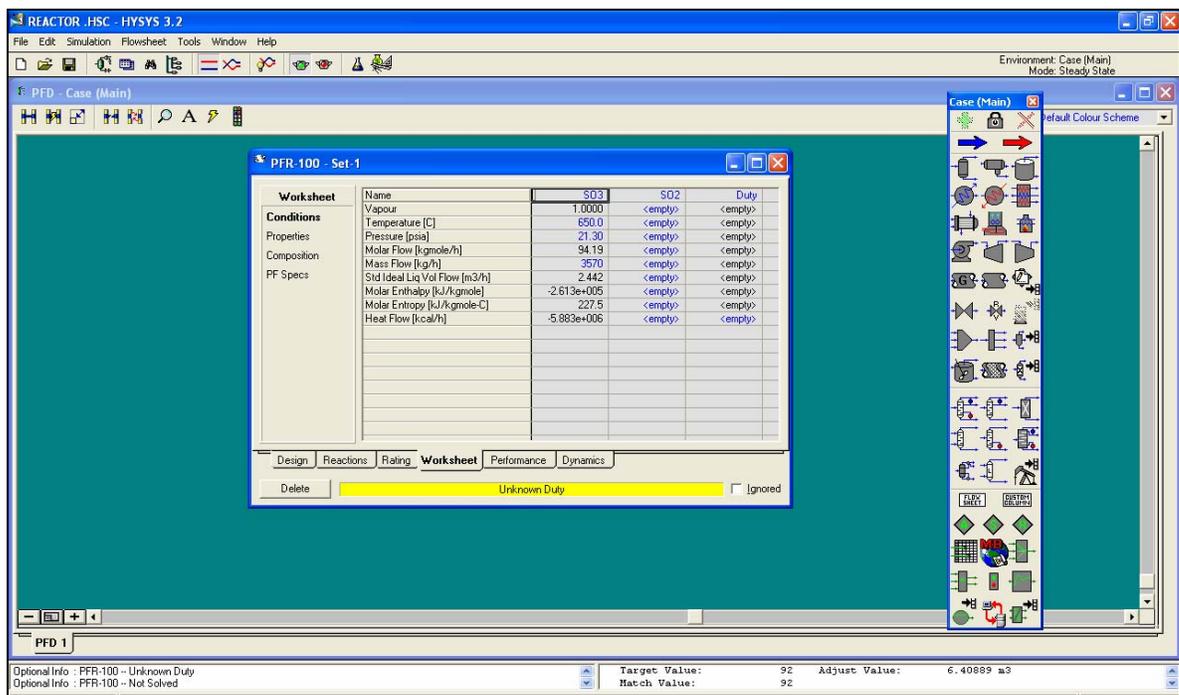


Fig. 37 Especificación de las corrientes en Hysys 3.2

5.2.2 *Calculo preliminar del Volumen del reactor*

Previo al ingreso de los datos al programa, se debe estimar un volumen del reactor. El cálculo preliminar del volumen de reactor (acercamiento a la solución) se explica a continuación.

El volumen de gases que entra al reactor puede ser calculado mediante la ecuación de los gases ideales (en el programa se usa PSRV, sin embargo para efectos de acercamiento a la solución es posible suponer idealidad). Utilizando el valor de moles totales de salida dados por la Tabla 11 y a las condiciones de operación (900 °C y 1,8 atm) se tiene:

$$F = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{108,28 \cdot 0,082 \cdot (900 + 273)}{1,8} = 5786,12 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando una relación $F/W = 1640 \text{ h}^{-1}$ como se concluyó en el Capítulo 3, y conociendo el valor del flujo de gases que ingresa al reactor es posible calcular el volumen de catalizador como se muestra a continuación:

$$F / W = 1640 \rightarrow W = \frac{5786,12}{1640} = 3,53 \text{ m}^3_{cat}$$

Considerando un factor de hueco $\varepsilon = 0,7$ (Ver Tabla 5, Pág.62). El volumen del reactor se calcula como sigue:

$$V_R = \frac{W}{\varepsilon} = \frac{3,53}{0,7} = 5,04 \text{ m}^3$$

Suponiendo un largo del reactor de 5 m se puede calcular el diámetro del equipo:

$$D = \sqrt{\frac{4V_R}{\pi \cdot h}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,04}{\pi \cdot 5}} = 1,13 \text{ m}$$

5.2.3 Resultados de la simulación

La simulación se completa cuando se especifica el método de cálculo de la caída de presión: se puede ingresar una presión de salida o se puede especificar que utilice la ecuación de Ergun para este cálculo (para mas información sobre esta ecuación se recomienda ver el Anexo F). Es esta última ecuación la que se utiliza para el cálculo que realiza el programa, cuyos resultados se muestran en la Fig. 38.

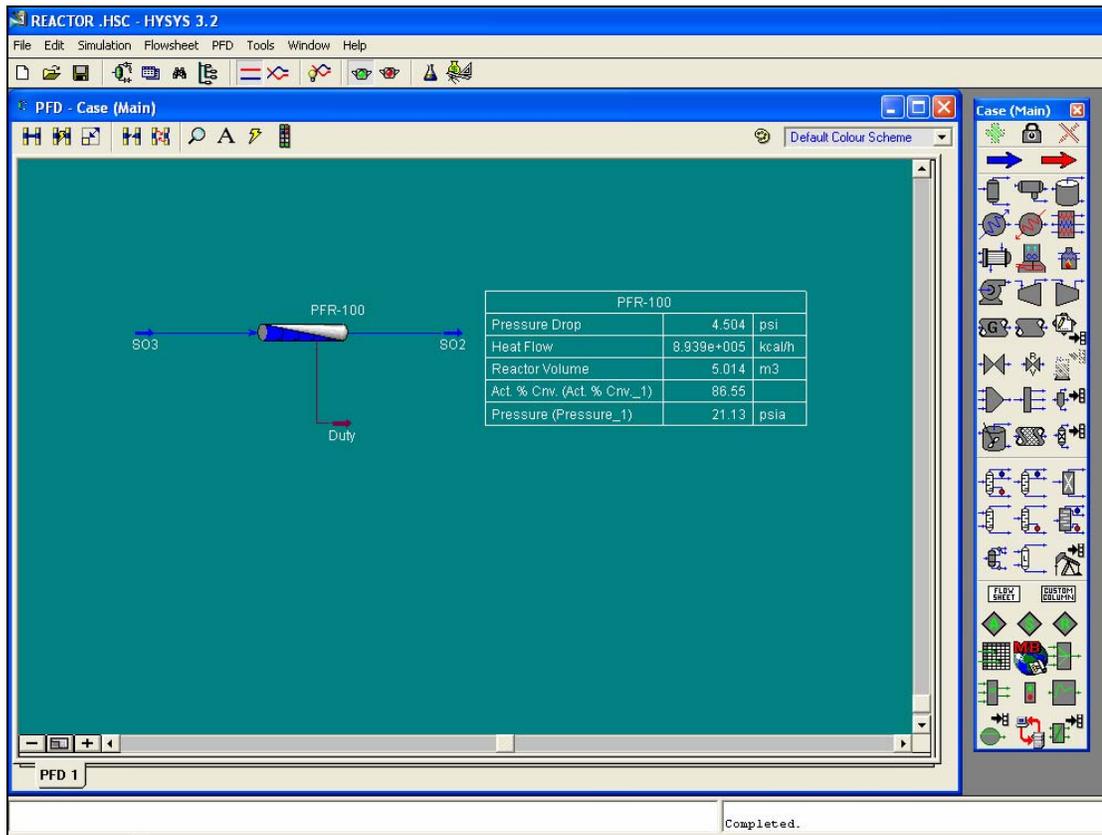


Fig. 38 Resultados de la simulación en Hysys 3.2

Como se puede apreciar, la conversión no alcanza el valor esperado del 92% y la caída de presión es muy alta (normalmente se acepta una caída de presión del 10% de la presión de entrada). Ambas variables pueden ser corregidas mediante el ajuste de otras como se verá a continuación.

5.2.4 Optimización de la simulación

Para optimizar la simulación se utiliza la herramienta Adjust que aparece en la paleta de equipos (Fig. 39). Esta herramienta ayuda a determinar un resultado deseado ajustando una variable señalada.

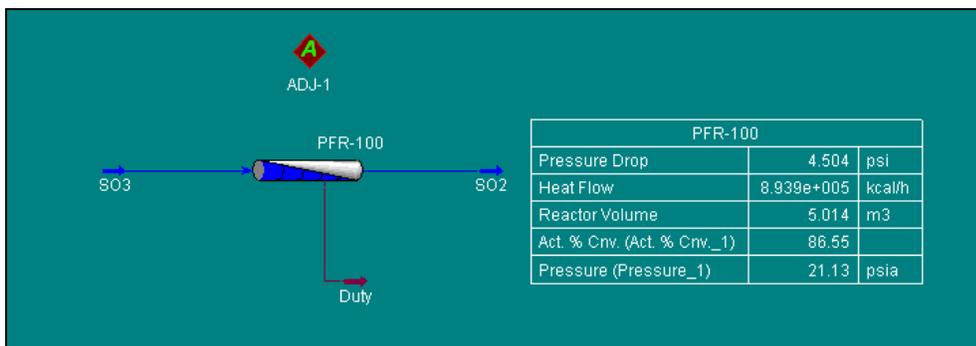


Fig. 39 Herramienta Adjust en Hysys 3.2

Para el caso estudiado, es posible mejorar la conversión a un 92% como se determinó en las pruebas de laboratorio descritas en el Capítulo 3. Este ajuste implica que el volumen del reactor sea distinto al calculado previamente. El ingreso de esta información se aprecia en la Fig. 40.

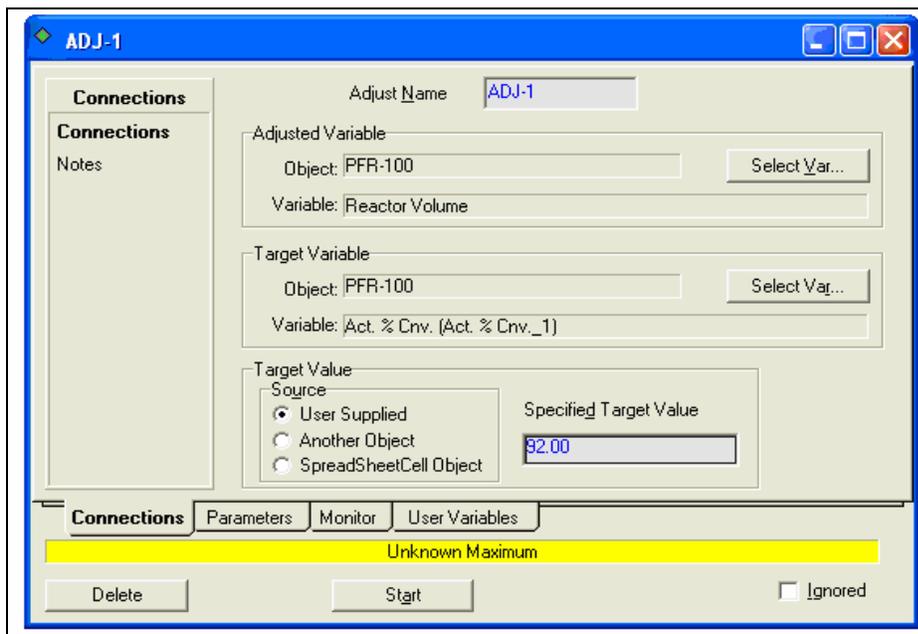


Fig. 40 Ingreso de datos en herramienta Adjust en Hysys 3.2

De esta manera, se calcula un nuevo valor para el volumen del reactor distinto al calculado previamente. A raíz de este nuevo cálculo se establece como el volumen final del reactor 6,156 m³ (Fig. 41). No obstante, la caída de presión aun es alta, por lo que debe realizarse un nuevo ajuste, pero esta vez se utilizara otra herramienta que posee el software: el Caso Estudio.

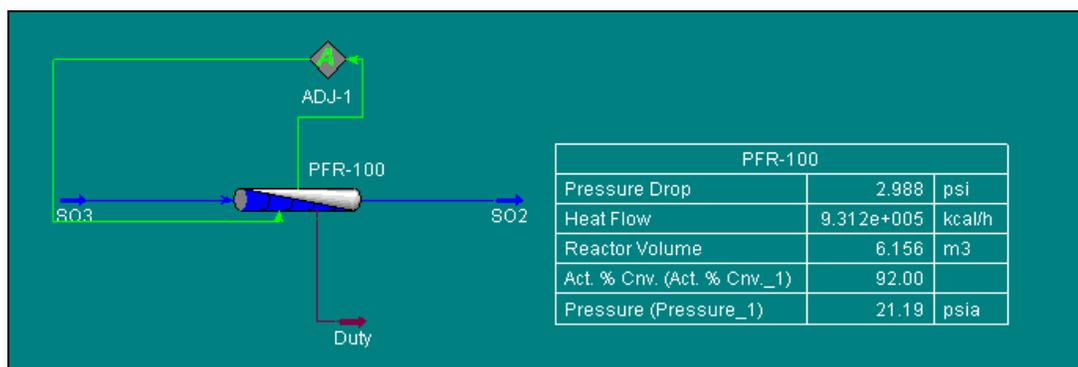


Fig. 41 Resultados de la simulación ajustada

5.2.5 Caso Estudio

El Caso estudio corresponde a una herramienta que presenta Hysys 3.2 para ver el comportamiento de una variable dependiente respecto a una independiente, de esta forma genera tablas de datos y gráficos donde el usuario puede analizar según su criterio cual es la condición mas favorable y mas desfavorable; es decir es una herramienta que entrega buenos resultados en la medida que puedan ser bien interpretados.

Para desarrollar un Caso Estudio en Hysys 3.2 es necesario ir al libro de datos de las Herramientas del programa (Tools > Databook). En este ambiente es posible desarrollar Casos Estudio pero para ello se debe señalar al programa cuales son las variables a estudiar. Una vez ingresadas las variables se presiona la pestaña Case Studies donde se pueden visualizar todas las variables que se seleccionaron anteriormente, en esta pestaña se señalan cuales son dependientes y cuales independientes (también es posible dejar variables sin marcar, de esta manera el programa no las utiliza pero podría utilizarlas en un nuevo caso estudio en la misma simulación).

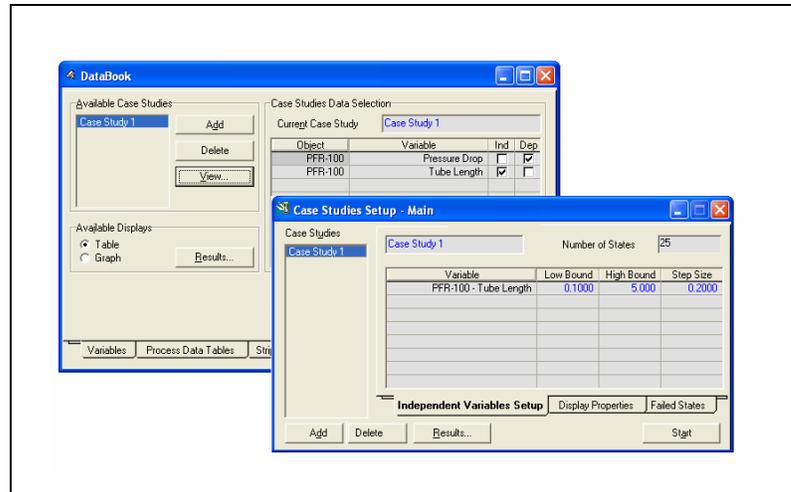


Fig. 42 Ambiente del Caso Estudio en Hysys 3.2

Una vez ingresados estos datos se presiona la pestaña View para acceder a la pantalla donde se ejecuta la simulación del caso pero para ello es necesario indicarle al programa el valor mínimo y el máximo que puede tomar la variable independiente así como el valor del paso y el número de intervalos de iteración. En la Fig. 42 se puede apreciar lo anteriormente explicado.

5.2.6 Resultados del Caso Estudio

Al simular la longitud vs. la caída de presión se genera la curva que se muestra en la Fig. 43. se puede apreciar que la caída de presión es directamente proporcional a la longitud, ya que cuando esta aumenta, el ΔP se hace más grande.

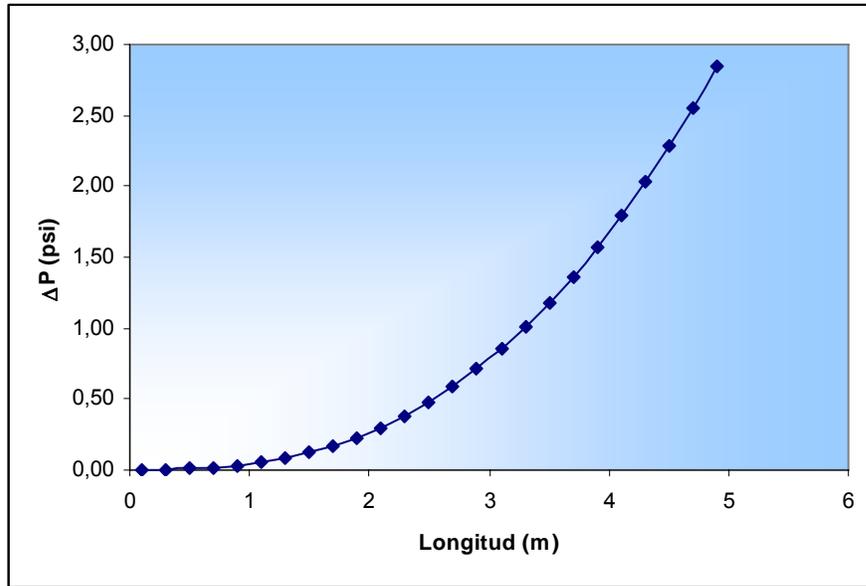


Fig. 43 Variación de la caída de presión en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2

Para poder ver que ocurre con la caída de presión cuando varía el diámetro del reactor, se simuló el Caso estudio con aquellas variables, generando el grafico que se muestra en la Fig. 44.

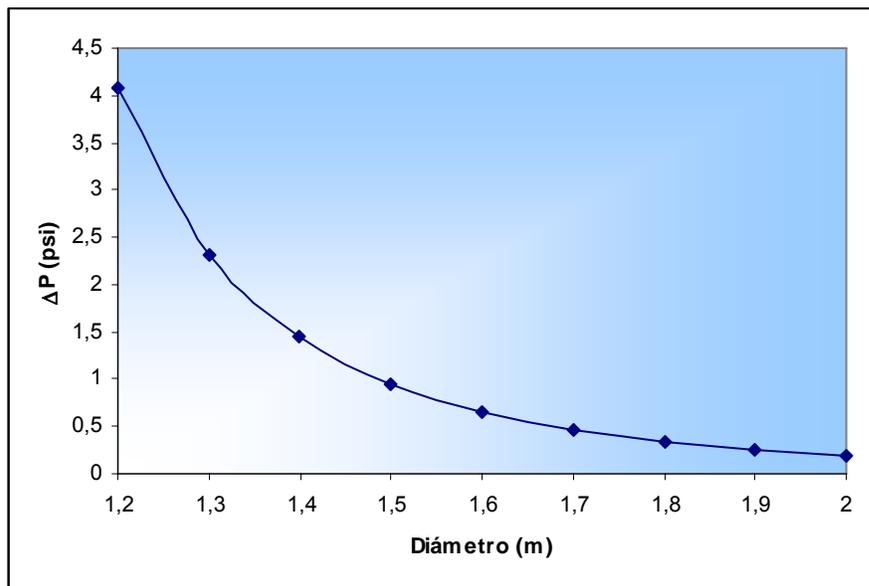


Fig. 44 Variación de la caída de presión en función del diámetro para el reactor de lecho fijo R-2

Por otro lado, el aumento del diámetro hace que la caída de presión sea menor y se puede apreciar que desde los 1,32 m de diámetro la caída de presión entra en el rango permitido (10% Presión de entrada).

Para una longitud de 5 m, el diámetro calculado del reactor es de 1,252 m, lo que hace que la caída de presión sea mayor a la esperada, por lo tanto es recomendable ajustar el diámetro del reactor a 1,32 m con lo que se obtiene una caída de presión en el rango recomendable tal y como se muestra en la Tabla 13, que resume el caso simulado.

Volumen Reactor [m ³]	5,96
Longitud Reactor [m]	4,355
Diámetro Reactor [m]	1,32
Caída de Presión [atm]	0,1428
Masa Catalizador [kg]	400,5

Tabla 13 Especificaciones Reactor de lecho fijo R-2

La resolución del problema implica resolver un sistema de ecuaciones diferenciales y puede llegar a ser muy complejo de resolver si no se hacen algunas suposiciones. Afortunadamente Hysys 3.2 puede resolver este tipo de simulaciones y generar tablas de resultados con comportamiento del sistema en cualquier punto del reactor, esto lo realiza mediante las ecuaciones conocidas de balance de masa y energía que se muestran en el Anexo F y no hace las suposiciones que comúnmente se realizan para simplificar el problema sino que resuelve un complejo set de ecuaciones con complejos algoritmos de convergencia, de esta manera el resultado refleja una situación lo mas cercana posible a la realidad, lo cual es posible apreciar en las Figs. 45, 46 y 47.

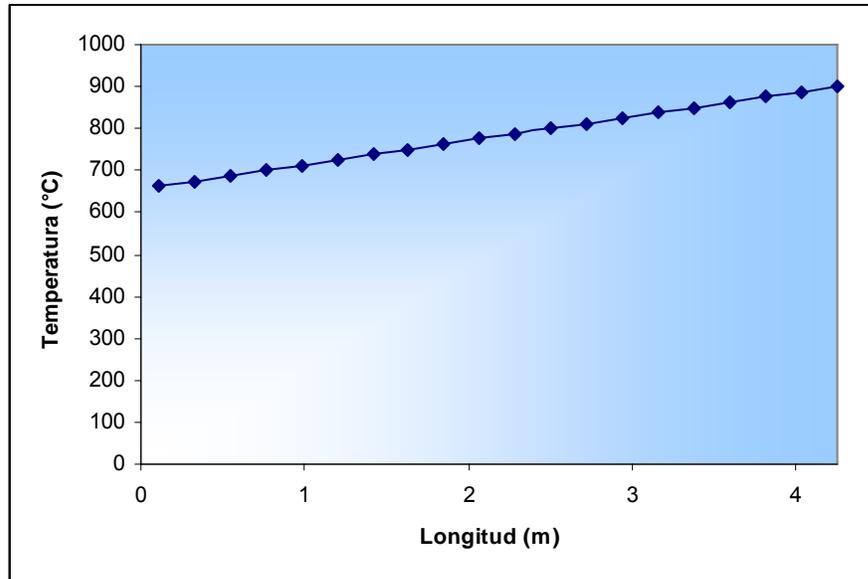


Fig. 45 Perfil de temperaturas en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2

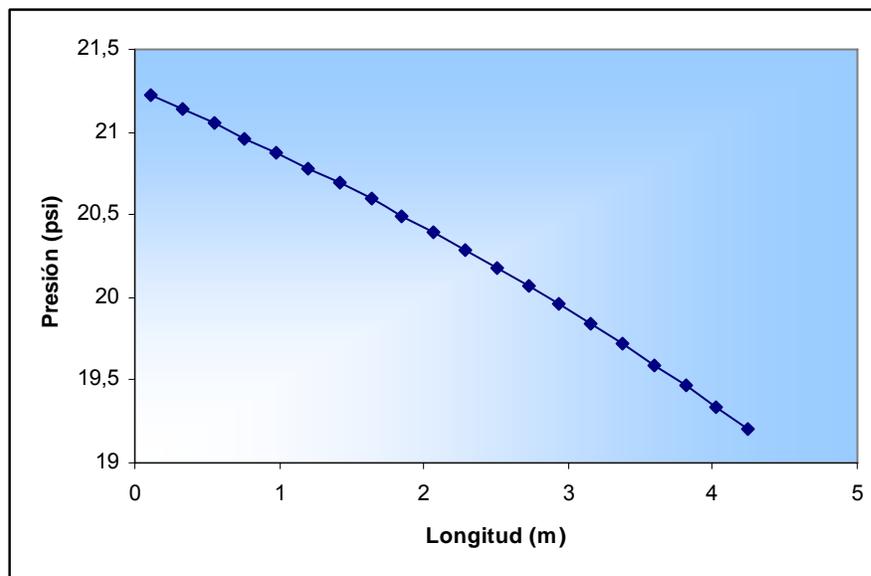


Fig. 46 Perfil de presión en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2

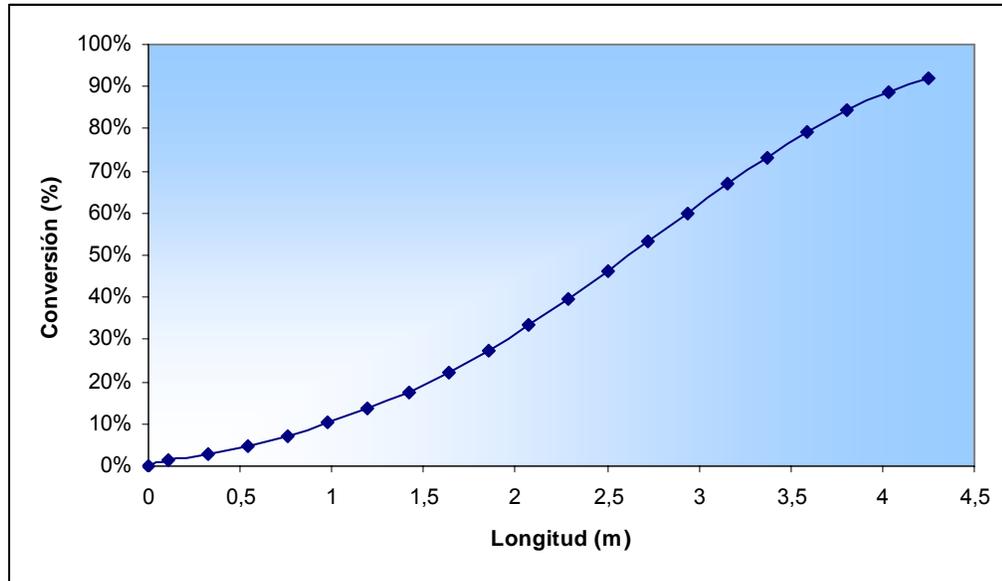
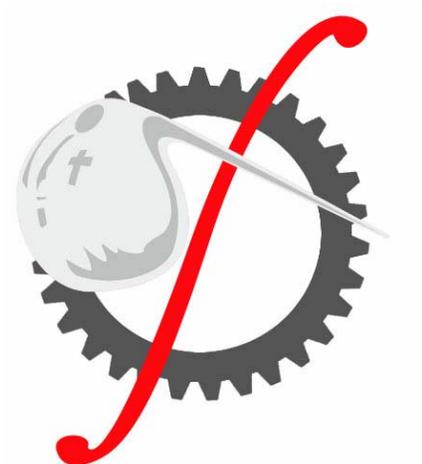


Fig. 47 Perfil de conversión en función de la longitud para el reactor de lecho fijo R-2.

La simulación en Hysys permite conocer el comportamiento del sistema en un proceso complejo como lo es un reactor catalítico. El largo requerido para alcanzar la temperatura de máxima conversión, así como el diámetro necesario para evitar una excesiva caída de presión son variables fundamentales para realizar el diseño mecánico del equipo, lo cual se muestra en el siguiente capítulo.



CAPÍTULO

6

DISEÑO MECÁNICO

6 DISEÑO MECÁNICO

6.1 Materiales para la construcción de equipos

Para determinar los materiales que se pueden utilizar en el diseño de los equipos empleados en el proceso se tomaron en cuenta datos bibliográficos tales como el estudio realizado por Coen Porisini en su investigación *Selection and evaluation of materials for the construction of a pre-pilot plant for thermal decomposition of sulphuric acid* [29].

La selección de los materiales puede realizarse en base a las condiciones en las que se encuentre el ácido sulfúrico de la siguiente manera:

- Materiales en contacto con H_2SO_4 líquido a bajas temperaturas (es decir bajo el punto de ebullición);
- Materiales en contacto con la fase líquida o vapor a temperaturas sobre el punto de ebullición y a menos de $450\text{ }^{\circ}C$, es decir la región de concentración o evaporación del H_2SO_4 en el proceso.
- Materiales en contacto exclusivo con vapores a temperaturas entre $450\text{-}950\text{ }^{\circ}C$ (es decir los reactores de descomposición de H_2SO_4 e intercambiadores de calor en el proceso).

6.1.1 Identificación de materiales

Materiales en contacto exclusivamente con H_2SO_4 líquido a bajas temperaturas

Los datos de materiales metálicos que pueden ser utilizados en tales condiciones son comunes en la literatura. Aleaciones como el Hastelloy B, Incoloy 825, Alloy 20 y en algunos casos AISI 316 pueden ser aceptables para esta etapa del proceso, además algunos materiales no metálicos tales como grafito, plásticos fluorizados, carburo de silicio y acero forrado en vidrio tienen un comportamiento aceptable en presencia de H_2SO_4 líquido a bajas temperaturas.

Materiales en contacto con la fase líquida o vapor a temperaturas sobre el punto de ebullición y a menos de 450 °C

El calentamiento y la posterior evaporación del H_2SO_4 caen dentro de esta categoría, donde el H_2SO_4 puede presentarse como líquido caliente o como vapor. En esta etapa un material como el Acero Inoxidable 316L (SS 316L) o el 310 son buenas opciones; sin embargo en las pruebas realizadas por Coen Porisini solo se analizo el comportamiento del SS 316L por periodos prolongados de tiempo, el cual mostró un excelente desempeño produciéndose sólo una capa delgada de corrosión bajo las condiciones del proceso.

Materiales en contacto exclusivo con vapores a temperaturas entre 450-900 °C

Debido a que no existe mucha información disponible sobre la resistencia de materiales metálicos en contacto con productos de descomposición H_2SO_4 a altas temperaturas, la selección de los materiales se realizó en base a las pruebas de laboratorio realizadas por Coen Porisini [29].

De todos los materiales investigados, el Inconel 617 y el SS 310 estuvieron entre los más destacados, además están disponibles comúnmente en el mercado. Una diferencia importante es su máxima temperatura de operación, 1000 °C para el Inconel 617, mientras sólo 700 °C para el acero inoxidable SS 310. El Inconel 617 es una aleación muy resistente bajo atmósferas oxidantes, y en un experimento realizado a 950 °C por un período de 3000 h se observó una profundidad máxima de corrosión de 0,06 mm con la formación una capa muy delgada de corrosión.

6.1.2 Materiales seleccionados

Para el caso de los materiales en contacto con H_2SO_4 líquido a bajas temperaturas, el Alloy 20 es un material que se adecua perfectamente a los requerimientos del proceso.

El uso de SS 316L, a una temperatura máxima de 545 °C, en las condiciones experimentales en las que se operaron durante los ensayos de Coen Porisini, no reveló problemas particulares de corrosión. No se recomienda utilizar esta aleación a una temperatura más alta; en este caso es preferible usar SS 310. Por lo tanto el material seleccionado para la

zona en contacto con la fase líquida o vapor a temperaturas sobre el punto de ebullición y a menos de 450 °C es el acero Inoxidable SS 316L.

Equipos de pruebas contruídos en Inconel 617 no evidenciaron efectos preocupantes de corrosión en las pruebas en las que se basa la selección, por lo cual es el material seleccionado en este proyecto a condiciones donde las temperaturas superan los 450 °C, pero se deben mantener bajo los 1000 °C, ya que se desconoce como responde el material ante temperaturas superiores.

Es preciso señalar que los equipos sometidos a altas temperaturas requieren de algún tipo de aislamiento, para lo cual se pueden utilizar ladrillos refractarios o lana de SiO₂.

Finalmente, para tener una visión mas clara de los materiales seleccionados, se puede encontrar mayor información acerca de los usos y propiedades de los materiales en el Anexo D.

6.2 Diseño de equipos

6.2.1 Diseño de estanques acumuladores

Existen cuatro equipos en la planta que sirven como estanques de acumulación donde uno de ellos posee un serpentín con agua de enfriamiento para disminuir la temperatura del acido:

- T-1: su función es mantener un stock de acido proveniente de faenas mineras y enviarlos hacia el estanque de enfriamiento.
- T-2: es un estanque cuya función es enfriar la alimentación, para ello está previsto de un serpentín por donde circula agua de refrigeración.
- T-3: sirve como pulmón del acido proveniente del espesador. Envía producto hacia los evaporadores.
- T-4: este equipo acumula acido concentrado proveniente del C-3 para luego enviarlo al reactor R-1.

Los estanques antes mencionados se deben diseñar para contener ácido sulfúrico a concentraciones sobre 40%, en fase líquida y a temperaturas en el rango de 20-80 °C. Para asegurar la homogeneidad en el producto es necesario que los estanques cuenten con agitadores.

Puesto que en el punto 6.1.2 se menciona que para las condiciones expuestas uno de los materiales más adecuados es el Alloy 20, se seleccionará este material para el diseño de los estanques.

Cuerpo y cabezales del estanque

Considerando una capacidad de almacenamiento de 6 h para la alimentación y 1h para los acumuladores intermedios, es posible obtener la capacidad mínima de cada equipo tal y como se aprecia en la Tabla 14.

El diseño de los estanques se realizará bajo la norma API 650 Anexo A: diseño de estanques de almacenamiento pequeños con orientación vertical [30].

Equipo	Volumen mínimo (m ³)
T-1	30,00
T-2	5,00
T-3	4,97
T-4	2,14

Tabla 14 Volumen mínimo requerido por estanques acumuladores del proceso

La norma [30] sugiere dimensiones de estanques en base a su volumen mínimo, las cuales aparecen en la Tabla C.12 del Anexo C y se resumen en la Tabla 15.

Equipo	Diámetro (pulg.)	Largo (pie)
T-1	106	18
T-2	64	9
T-3	64	9
T-4	64	6

Tabla 15 Dimensiones de estanques acumuladores del proceso

La presión dentro del estanque esta dada por:

$$P_i = \rho \cdot g \cdot h + P_0 \quad \text{Ec. 29}$$

Considerando las dimensiones dadas en la Tabla 15 y los datos de densidad (obtenidos de Fig. B.2 del Anexo B), se tiene:

$$\text{Densidad ácido al 45\%: } \rho_{\text{acido}} = 1300 \text{ kg / m}^3$$

$$\text{Densidad ácido al 80\%: } \rho_{\text{acido}} = 1700 \text{ kg / m}^3$$

$$P_{T-1} = 1300 \cdot 9,8 \cdot (18 \cdot 0,3048) + 101325 = 171.222 \text{ Pa}$$

$$P_{T-2} = 1300 \cdot 9,8 \cdot (9 \cdot 0,3048) + 101325 = 136.273 \text{ Pa}$$

$$P_{T-3} = 1300 \cdot 9,8 \cdot (9 \cdot 0,3048) + 101325 = 136.273 \text{ Pa}$$

$$P_{T-4} = 1700 \cdot 9,8 \cdot (6 \cdot 0,3048) + 101325 = 131.793 \text{ Pa}$$

Para calcular el espesor del estanque se utiliza la ecuación de ASME [31] para presión interna.

$$t = \frac{P_i \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P_i} + t_c \quad \text{Ec. 30}$$

Para resolver esta ecuación, se considera lo siguiente:

- Espesor de corrosión (t_c): 3 mm
- Factor de seguridad de 3 para el f_{adm} (60.000/3 psi = 137.857.143 kPa)
- Eficiencia de soldadura de 0,85

Con esto se obtienen los siguientes espesores:

$$t_{T-1} = \frac{171222 \cdot (32 \cdot 25,4)}{137857143 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 171222} + 3 = 4,18 \text{ mm}$$

$$t_{T-2} = \frac{136273 \cdot (32 \cdot 25,4)}{137857143 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 136273} + 3 = 3,95 \text{ mm}$$

$$t_{T-3} = \frac{136273 \cdot (32 \cdot 25,4)}{137857143 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 136273} + 3 = 3,95 \text{ mm}$$

$$t_{T-4} = \frac{131974 \cdot (32 \cdot 25,4)}{137857143 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 131974} + 3 = 3,91 \text{ mm}$$

Los espesores calculados para los 4 estanques bordean el orden de los 4 mm, sin embargo comercialmente se pueden encontrar planchas estandarizadas de espesor mínimo **5 mm**, por lo tanto ese es el espesor seleccionado, el cual asegura que el equipo no colapse.

Para el cabezal inferior se considerará una tapa plana soldada al equipo y debido a que irá apoyado en superficie no es necesario un espesor mayor al del cuerpo del equipo, sin embargo la norma API 650 recomienda un espesor mínimo de **6 mm** para tapas de fondo [30].

Por otro lado para el cabezal superior, se considera como techo cónico del estanque y según la norma API 650 Anexo A [30] debe tener una pendiente superior a 9,5° e inferior a 37°; en este caso se considera una pendiente pequeña de 10°. Según esta norma, el espesor del techo está definido por la Ec.31, donde D representa el diámetro del estanque en m, H la altura del estanque en m, G la gravedad específica y E la eficiencia de soldadura. El espesor de corrosión considerado es de 3 mm.

$$t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{E \cdot 145} + t_c \quad \text{Ec. 31}$$

$$t_{T-1} = \frac{4,9 \cdot (106 \cdot 0,0254) \cdot (18 \cdot 0,3048 - 0,3) \cdot 1,3}{0,85 \cdot 145} + 3 = 3,6 \text{ mm}$$

$$t_{T-2} = \frac{4,9 \cdot (64 \cdot 0,0254) \cdot (9 \cdot 0,3048 - 0,3) \cdot 1,3}{0,85 \cdot 145} + 3 = 3,2 \text{ mm}$$

$$t_{T-3} = \frac{4,9 \cdot (64 \cdot 0,0254) \cdot (9 \cdot 0,3048 - 0,3) \cdot 1,3}{0,85 \cdot 145} + 3 = 3,2 \text{ mm}$$

$$t_{T-4} = \frac{4 \cdot (64 \cdot 0,0254) \cdot (6 \cdot 0,3048 - 0,3) \cdot 1,7}{0,85 \cdot 145} + 3 = 3,2 \text{ mm}$$

Al igual que el manto, se considera un espesor comercial de **5 mm** para los cabezales superiores de los 4 estanques.

Boquillas

Estos estanques poseen boquillas de entrada y salida para el líquido, de similares características, además de una boquilla de venteo para evitar aumentos de presión por llenado y vaciado y boquilla para un vidrio de nivel. Para el diseño se considera una velocidad de líquido de 2 m/s (Ver Tabla C.15, Anexo C).

- Diámetro de las boquillas (alimentación y descarga) calculadas mediante la Ec.32

$$D_b = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{v \cdot \pi}} \quad \text{Ec. 32}$$

Para el diseño de las boquillas se consideran los siguientes flujos:

Estanque	Flujo Másico	Densidad (Ver Fig. B.2, Anexo B)
T-1	M2 = 6500 kg/h (Ver Pág. 76, Cap.4)	1300 kg/m ³
T-2	M4 = 6500 kg/h (Ver Pág. 77, Cap.4)	1300 kg/m ³
T-3	M6 = 6460,63 kg/h (Ver Pág. 79, Cap.4)	1300 kg/m ³
T-4	M20 = 3634,1 kg/h (Ver Pág. 82, Cap.4)	1700 kg/m ³

$$D_{b(T-1)} = \sqrt{\frac{4 \cdot ((6500 / 1300) / 3600)}{2 \cdot \pi}} \frac{1}{0,0254} = 1,17 \text{ "}$$

Se selecciona un diámetro de 1¼", con esto v = 1,75 m/s

$$D_{b(T-2)} = \sqrt{\frac{4 \cdot ((6500 / 1300) / 3600)}{2 \cdot \pi}} \frac{1}{0,0254} = 1,17 \text{ "}$$

Se selecciona un diámetro de 1¼", con esto v = 1,75 m/s

$$D_{b(T-3)} = \sqrt{\frac{4 \cdot ((6460,63 / 1300) / 3600)}{2 \cdot \pi}} \frac{1}{0,0254} = 1,17 \text{ "}$$

Se selecciona un diámetro de 1¼", con esto v = 1,74 m/s

$$D_{b(T-4)} = \sqrt{\frac{4 \cdot ((3634,1 / 1700) / 3600)}{2 \cdot \pi}} \frac{1}{0,0254} = 0,77 \text{ "}$$

Se selecciona un diámetro de ¾", con esto v = 2,08 m/s

- Diámetro de la boquilla de venteo: se puede considerar similar a las boquillas de alimentación y descarga de cada uno de los estanques.
- Indicador de nivel: se consideran boquillas de 1 ½" dado que coinciden con las dimensiones estándares de vidrios de nivel disponibles comercialmente.

Agitador del estanque

Se considera un agitador de hélices, que gira sobre un eje vertical, formado por 6 aspas, las cuales giran a velocidades bajas o moderadas en el centro del tanque, impulsando al líquido radial y tangencialmente, sin que exista movimiento vertical respecto del agitador.

Consideraciones de diseño

- Diámetro de la paleta (d): se considera un diámetro de 0,5 veces el diámetro del estanque. En el caso de los 4 estanques, se considera un diámetro de 32 pulg.
- Longitud de la paleta (L): se considera una longitud de 5/6 veces la longitud del estanque.
- Velocidad de giro (N): es deseable 1 rps, pero comercialmente se dispone de motores de 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, y 320 rpm; por lo tanto se considera un motor de 68 rpm.
- Ancho de la paleta (W): se considera un ancho de 1/8 veces el diámetro de la paleta.

Diseño

Para calcular la potencia del motor del agitador se supone un sobredimensionamiento de 25% empleando la siguiente formula [32]:

$$P = 1,25 \cdot P_o \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5 \quad \text{Ec. 33}$$

P_o: Número de Potencia

ρ : Densidad (kg/m³)

N: Velocidad de Giro de las paletas (rpm)

d: Diámetro de las paletas (pulg.)

El Número de Potencia se obtiene de la Tabla C.7 (Anexo C) y está en función del Número de Reynolds [32], el cual se calcula como:

$$Re = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. 34}$$

$$\mu_{M2} = \mu_{M4} = \mu_{M6} = 0,9248 \text{ cP} \quad (\text{Ver Fig.B.4, Anexo B})$$

$$\mu_{M20} = 2,572 \text{ cP} \quad (\text{Ver Fig.B.4, Anexo B})$$

$$Re_{T-1} = \frac{(68/60) \cdot (53 \cdot 0,0254)^2 \cdot 1300}{0,9248 \cdot 10^{-3}} = 2.887.170$$

$$Re_{T-2} = \frac{(68/60) \cdot (32 \cdot 0,0254)^2 \cdot 1300}{1,904 \cdot 10^{-3}} = 511.212$$

$$Re_{T-3} = \frac{(68/60) \cdot (32 \cdot 0,0254)^2 \cdot 1300}{1,904 \cdot 10^{-3}} = 511.212$$

$$Re_{T-4} = \frac{(68/60) \cdot (32 \cdot 0,0254)^2 \cdot 1700}{2,572 \cdot 10^{-3}} = 494.883$$

El número de Potencia en función de los números de Reynolds obtenidos, se obtiene de la Tabla C.7 del Anexo C. Los valores obtenidos se indican a continuación:

$$Po_{T-1} = f(Re_{T-1}) = 2$$

$$Po_{T-2} = f(Re_{T-2}) = 2,5$$

$$Po_{T-3} = f(Re_{T-3}) = 2,5$$

$$Po_{T-4} = f(Re_{T-4}) = 2,5$$

Estos valores se reemplazan en la Ec.33 para obtener la potencia requerida para cada uno de los agitadores como se muestra a continuación:

$$P_{T-1} = 1,25 \cdot 2 \cdot 1300 \cdot (68/60)^3 \cdot (53 \cdot 0,0254)^5 = 20917 \quad W = 28,1 \text{ HP} \approx 30 \text{ HP}$$

$$P_{T-2} = 1,25 \cdot 2,5 \cdot 1300 \cdot (68 / 60)^3 \cdot (32 \cdot 0,0254)^5 = 2098 \quad W = 2,81 \text{ HP} \approx 3 \text{ HP}$$

$$P_{T-3} = 1,25 \cdot 2,5 \cdot 1300 \cdot (68 / 60)^3 \cdot (32 \cdot 0,0254)^5 = 2098 \quad W = 2,81 \text{ HP} \approx 3 \text{ HP}$$

$$P_{T-4} = 1,25 \cdot 2,5 \cdot 1700 \cdot (68 / 60)^3 \cdot (32 \cdot 0,0254)^5 = 2743 \quad W = 3,67 \text{ HP} \approx 3 \frac{3}{4} \text{ HP}$$

Agitador	Diámetro Paleta (pulg.)	Longitud Paleta (pulg.)	Velocidad de Giro (rpm)	Ancho Paletas (pulg.)	Potencia Motor (HP)
T-1	53	180	68	6	30
T-2	32	90	68	4	3
T-3	32	90	68	4	3
T-4	32	60	68	4	3 $\frac{3}{4}$

Tabla 16 Características de diseño de Agitadores de estanques

Dimensionamiento Serpentin

El estanque T-2 está previsto de un serpentín para enfriar el fluido desde una temperatura de 70 °C hasta 30 °C. Las dimensiones del serpentín se calculan mediante las ecuaciones de transferencia de calor [33]:

$$q = h \cdot \pi \cdot D \cdot L \cdot \Delta T_{LMTD} \quad \text{Ec. 35}$$

$$h = (k/D) \cdot Nu \quad \text{Ec. 36}$$

$$Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} Pr^{1/3} \quad \text{Ec. 37}$$

De acuerdo a los cálculos de balance de masa y energía, el flujo de agua de refrigeración requerida es de 33,4191 m³/h (Ver Pág. 77, Cap.4). Para este flujo un diámetro del serpentín de 3" Sch40 (Di = 3,068"; D_o = 3,5") entrega una velocidad de 1,94 m/s, lo cual está dentro del rango aceptable de velocidades de líquidos por cañerías (Ver Tabla C.15, Anexo C). De esta manera, con q = 226.214 kcal/h (Ver Pág.77, Cap.4) se tiene:

$$\mu_{AE1-AC1} = 0,8904 \text{ cP} \quad (\text{Ver Fig. B.1, Anexo B})$$

$$k_{AE1-AC1} = 0,5257 \text{ kcal / h - m}^\circ\text{C} \quad (\text{Ver Fig. B.1, Anexo B})$$

$$C_{P(AE1-AC1)} = 0,9663 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C} \quad (\text{Ver Fig. B.1, Anexo B})$$

$$Re = \frac{4 \cdot m}{\pi \cdot D \cdot \mu} = \frac{4 \cdot 33419,1}{\pi \cdot (3,068 \cdot 0,0254) \cdot (0,8904 \cdot 3,6)} = 170.345$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = \frac{0,9663 \cdot (0,8904 \cdot 3,6)}{0,5257} = 5,89$$

$$Nu = 0,027 \cdot (170.345)^{0,8} \cdot (5,89)^{1/3} = 746,7$$

$$h = \frac{0,5257}{3,068 \cdot 0,0254} \cdot 746,7 = 5037,3 \text{ kcal / h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$\Delta T_{LMTD(T-2)} = \frac{(70 - 25) - (30 - 18)}{\ln \left[\frac{(70 - 25)}{(30 - 18)} \right]} = 24,96 \text{ °C}$$

El largo del serpentín es:

$$L = \frac{q}{h \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{226.214}{5037,3 \cdot \pi \cdot (3,068 \cdot 0,0254) \cdot 24,96} = 7,35 \text{ m}$$

6.2.2 Diseño del espesador

Para diseñar este equipo se recomienda utilizar el método desarrollado por Burgos y Concha [34], el cual es explicado en mayor detalle en el Anexo C.7. Este método es una variante del clásico método de Cloe y Clevenger, pero incorpora parámetros que pueden jugar un rol importante a la hora de diseñar un equipo.

En cuanto a la forma del equipo, este es de cuerpo cilíndrico, abierto a la atmósfera y con un cabezal inferior de tipo cónico. La inclinación del cabezal esta dada por el diseño ya que este proporciona la altura de la zona de clarificación [35]. El cabezal posee una boquilla en el fondo, para evacuar los sólidos, por lo tanto es necesario que el equipo esté montado sobre una estructura metálica ubicada a cierto nivel del suelo; además posee boquillas de alimentación y descarga de líquidos.

Según lo sugerido en la sección 6.1, se debe considerar que el espesador debe ser construido en Alloy 20.

Dimensionamiento del espesador

Como se mencionó anteriormente, para obtener las dimensiones del espesador se utilizó el algoritmo de cálculo planteado por Burgos y Concha (Ver Anexo C, sección C.7), el cual entrega los resultados que se muestran en la Tabla 16.

Concentración Sólido (v/v)	Settling Velocity · 10 ⁶ (m/s)	Flujo batch (kg/m ² ·s)	Área Espesador (m ²)	Diámetro Espesador (m)
0,0020	573	0,043	2,2	1,7
0,0358	305	0,041	2,0	1,6
0,0516	201	0,039	1,9	1,6
0,0674	147	0,037	1,7	1,5
0,0832	113	0,035	1,6	1,4
0,0990	90	0,033	1,4	1,3
0,1148	74	0,031	1,2	1,2
0,1306	61	0,030	0,9	1,1
0,1464	52	0,028	0,7	0,9
0,1622	44	0,026	0,3	0,7
0,1780	38	0,025	0,0	0,0

Tabla 17 Resultados Simulación por el Método Burgos y Concha [34]

De los resultados proporcionados por la simulación se puede observar que el diámetro máximo es de 1,7 m; por lo tanto se debe tomar este como diámetro de diseño. Por otro lado, las condiciones de diseño [35] proponen las siguientes relaciones de alturas para un equipo de sección variable solo en la zona 3

- Sección 1 : 10% Altura total
- Sección 2 : 60% Altura total
- Sección 3 : 30% Altura total

Considerando un tiempo de residencia de 20 min, el volumen del espesador será de:

$$V_{L-1} = 5 \cdot \frac{20}{60} = 1,67 \text{ m}^3$$

Por otro lado, el volumen total del espesador esta dado por:

$$V_{L-1} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \left(h_1 + h_2 + \frac{h_3}{3} \right) \quad \text{Ec. 38}$$

De esta manera, se tiene:

$$1,67 = \pi \cdot \frac{(1,7)^2}{4} \left(\frac{0,1h}{3} + 0,6h + 0,3h \right)$$

$$h = 0,786 \text{ m} \approx 0,8 \text{ m}$$

Cuerpo y cabezales del espesador

La presión dentro del espesador esta dada por:

$$P_{L-1} = 1300 \cdot 9.8 \cdot 0,8 + 101325 = 111517 \text{ Pa}$$

Utilizando la ecuación de ASME para presión interna, donde se considera un factor de seguridad de 3 para el f_{adm} (60000 psi, ver Anexo D), una eficiencia de soldadura de 0,85 y un espesor de corrosión de 3 mm, se tiene:

$$t = \left(\frac{111517 \cdot 0,85}{\left(\frac{(60000 / 3) \cdot 101325}{14,7} \right) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 111517} \right) \cdot 1000 + 3 = 3,81 \text{ mm}$$

Dado que comercialmente se disponen de planchas de **5 mm**, se considera este espesor para la construcción del equipo.

El cabezal inferior, puede ser calculado con la ecuación de ASME para cabezales cónicos:

$$t = \frac{P_i \cdot r_i}{\cos \alpha \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} \quad \text{Ec. 39}$$

donde $\alpha = \text{artg} \left(\frac{0,8 \cdot 0,3}{1,7/2} \right) = 15,8^\circ$

$$t = \frac{111517 \cdot (1,7/2)}{\cos 15,8^\circ \cdot \left(\frac{20000 \cdot 101325}{14,7} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 111517 \right)} \cdot 1000 + 3 = 11,45 \text{ mm}$$

El espesor calculado para el cabezal cónico es de 11,45 mm que en planchas estándar es de 12 mm.

Boquillas Espesador

El ácido alimentado al espesador es bombeado desde el estanque de enfriamiento e ingresa al espesador mediante la misma cañería de transporte del ácido, la cual está sumergida justo en el centro del espesador hasta 3 pies (recomendado en [34]). Para la salida del ácido, el espesador posee una boquilla en la parte superior, de manera que el ácido fluya por rebalse. En la parte inferior, el cabezal posee una boquilla de salida para los sólidos.

Las velocidades consideradas para el diseño de las boquillas corresponden a 2 m/s para líquido y 0,1 m/s para fluidos viscosos.

Boquilla de alimentación de ácido

$$M_4 = 6500 \text{ kg/h (Ver Pág.77, Cap.4)}$$

$$\rho_{M_4} = 1300 \text{ kg/m}^3 \text{ (Ver Fig.B2, Anexo B)}$$

$$V_4 = 6500 / 1300 = 5 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$D_{\text{alim}(L-1)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5}{2 \cdot \pi \cdot 3600}} \cdot 1000 = 29,7 \text{ mm}$$

Se selecciona un diámetro de 1 ¼" pulg. (31,8 mm). Con esto $v = 1,75 \text{ m/s}$

Boquilla de descarga de acido

$$M6 = 6460,63 \text{ kg / h (Ver Pág.79, Cap.4)}$$

$$\rho_{M6} = 1300 \text{ kg / m}^3 \text{ (Ver Fig.B2, Anexo B)}$$

$$V6 = 6460,63 / 1300 = 4,97 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$D_{desc(L-1)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,97}{2 \cdot \pi \cdot 3600}} \cdot 1000 = 29,64 \text{ mm}$$

Se selecciona un diámetro de 1 ¼" pulg. (31,8 mm). Con esto $v = 1,74 \text{ m/s}$

Boquilla de descarga del precipitado

$$M5 = 39,78 \text{ kg / h (Ver Pág.79, Cap.4)}$$

$$\rho_{M5} = 2000 \text{ kg / m}^3 \text{ [25]}$$

$$D_{solidos(L-1)} = \sqrt{\frac{4 \cdot (39,78 / 2000)}{0,1 \cdot \pi \cdot 3600}} \cdot 1000 = 8,38 \text{ mm}$$

Se selecciona un diámetro de 3/8 pulg. (9,53 mm). Con esto $v = 0,08 \text{ m/s}$

Agitador del espesador

Para el diseño del agitador se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

Se consideran aspas del tipo compuerta (Anexo C, Fig. C.7) que son las más adecuadas para espesadores [35].

- Diámetro del aspa (d): se considera un diámetro de 0,5 veces el diámetro del estanque. $d = 850 \text{ mm}$.
- Longitud del aspa (L): se considera la altura de la sección no variable del espesador. $L = 0,56 \text{ m}$.
- Velocidad de giro (N): se considera un motor de 68 rpm.

- Ancho del aspa (W): se considera un ancho de 1/5 veces el diámetro del aspa. $W = 170$ mm

Se supone un sobredimensionamiento de 1.25 empleando la Ec.33.

Con estas consideraciones, el Número de Reynolds dado por la Ec. 34 es

$$Re = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$\mu_{M6} = 0,9248 \text{ cP} \quad (\text{Ver Fig.B.4, Anexo B})$$

$$\rho_{M6} = 1300 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Ver Fig.B.2, Anexo B})$$

$$Re_{L-1} = \frac{(68/60) \cdot (850/1000)^2 \cdot 1300}{0,9248 \cdot 10^{-3}} = 1.151.042$$

Para este número de Reynolds y agitadores de aspas tipo compuerta, el número de potencia que entrega la Fig. C.7 (Anexo C) es $P_o = 2,1$.

Por lo tanto, aplicando la formula de potencia (Ec.33) se tiene:

$$P_{L-1} = 1,25 \cdot 2,1 \cdot 1300 \cdot (68/60)^3 \cdot (1,7/2)^5 = 2204 \quad W = 2,95 \text{ HP} \approx 3 \text{ HP}$$

Agitador	Diámetro Aspa (mm)	Longitud Aspa (mm)	Velocidad de Giro (rpm)	Ancho Aspas (mm)	Potencia Motor (HP)
L-1	850	560	68	170	3

Tabla 18 Características de diseño de Agitador de Espesador L-1

6.2.3 Diseño Evaporadores

El diseño considera evaporadores del tipo tubo corto con recirculación mediante termosifón. Los evaporadores se han calculado mediante el procedimiento iterativo descrito en el Anexo C, en esta sección se mostrarán los cálculos realizados para la última iteración de cada equipo.

Consideraciones Generales:

- Tubos de $\frac{3}{4}$ " 14BWG ($D_i = 0,584$ pulg. = 0,0148 m; espesor 0,083 pulg. = 2,1 mm) (Tabla C.18, Anexo C)
- Tubos cortos de 1500 mm
- Configuración de tubos triangular con pitch de 15/16 pulg. (0,0238 m)
- Pasos por tubos: 1
- Coeficiente de película lado vapor (incluyendo ensuciamiento): 1500 BTU/h pie² °F (7323,62 kcal/h m² °C) [33]
- Factor de ensuciamiento lado tubos 0,002 h pie² °F/BTU (0,00041 h m² °C/kcal). (Tabla C.1, Anexo C)
- Conductividad térmica Tubos SS 316L: 12,6554 kcal/h m °C (Tabla D.1, Anexo D)
- Presión Operación C-1: 3,675 atm (372,27 kPa) (Ver Cap.4, Pág.80)
- Presión de Operación C-2: Presión de saturación del agua a la temperatura de operación de C-2 (87,5 °C); P(87,5) = 51,021 kPa (Ver Tabla C.8, Anexo C)
- Presión Operación C-3: 3 psi (20,68 kPa) (Ver Pág.83, Cap.4)
- Presión Crítica Acido C: 20066,16 kPa (Fig.B.5, Anexo B)
- Coeficiente de transferencia por convección natural(h_{nc}) = 1000 W/m²°C [37]
- Velocidad recomendada para líquidos: 1-3 m/s (Tabla C.15, Anexo C)
- Velocidad recomendada para vapor: 30-60 m/s (Tabla C.15, Anexo C)
- Coeficientes de transferencia de calor obtenidos en la penúltima iteración (Ver Tablas C.9, 10 y 11, Anexo C):

$$C-1: \quad U_D = 935,4 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C-2: \quad U_D = 784,46 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C-3: \quad U_D = 775,2 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Cálculo Evaporador C-1

Diseño del equipo

Datos requeridos:

- $Q_{C-1} = 897045,86 \text{ kcal/h}$ (Ver Pág. 85, Cap.4.)

Valores obtenidos en la penúltima iteración del cálculo del evaporador C-1 (Ver Tabla C.9, Anexo C):

- $U_{D(C-1)} = 935,4 \text{ kcal/h} - m^2 \cdot ^\circ C$
- Temperatura vapor de calefacción = $125,8 \text{ } ^\circ C$
- Temperatura líquido en ebullición = $103,4 \text{ } ^\circ C$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{897045,86}{935,4 \cdot (125,8 - 103,4)} = 42,81 \text{ m}^2$$

Numero de Tubos estimados:

$$n_t = \frac{A}{D_{tubo} \cdot L_{tubo} \cdot \pi} = \frac{42,81}{0,0148 \cdot \pi \cdot 1,5} = 613,8$$

De Tabla C.3, Anexo C

Numero de Tubos reales: $n_t = 618$

Diámetro Carcasa: $D_b = 27 \text{ pulg}$ ($0,6858 \text{ m}$)

Área real y U requerido:

$$A_{real} = n_t \cdot D_t \cdot L_t \cdot \pi = 618 \cdot \pi \cdot 0,0148 \cdot 1,5 = 43,1 \text{ m}^2$$

$$U_{req} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{897045,86}{43,1 \cdot 22,5} = 925 \text{ kcal/h} - m^2 \cdot ^\circ C$$

Estimación coeficiente de transferencia del fluido al interior de los tubos:

$$P_r = \frac{P}{P_C} = \frac{372,27}{20066,16} = 0,0186$$

El factor de corrección de presión de Mostinsky está dado por la Ec. C.12 (Ver Anexo C):

$$F_p = 1,8 \cdot P_r^{0,17} = 1,8 \cdot 0,0186^{0,17} = 0,914$$

Mediante las Ecs. C.13, C.14 y C.15 (Ver Anexo C) se obtiene el coeficiente de núcleo en ebullición:

$$\bar{q} = \frac{Q}{n_t \cdot \pi \cdot D_{0(tubo)} \cdot L_{tubo}}$$

$$\bar{q} = \frac{(897045,86 / 0,86)}{618 \cdot \pi \cdot (0,75 \cdot 0,0254) \cdot 1,5} = 18801,46 \text{ W / m}^2$$

$$h_{nb} = 0,00417 \cdot P_C^{0,69} \cdot (\bar{q})^{0,7} \cdot F_p \quad \text{Ec. C.13}$$

$$h_{nb} = 0,00417 \cdot (20066,16)^{0,69} \cdot (18801,46)^{0,7} \cdot 0,914 = 3481,1 \text{ W / m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$h_{nb} = 2993,7 \text{ kcal / hm}^2 \cdot \text{°C}$$

$$F_b = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot D_b}{(P_T / D_o)^2 \cdot D_o} - 1 \right]^{0,75} \quad \text{Ec.C.14}$$

$$F_b = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot 0,6858}{(0,0238 / (0,75 \cdot 0,0254))^2 \cdot (0,75 \cdot 0,0254)} - 1 \right]^{0,75} = 1,84$$

$$h_b = h_{nb} \cdot F_b + h_{nc} \quad \text{Ec. C.15}$$

$$h_b = h_i = 2993,7 \cdot 1,84 + 860 = 6368,41 \text{ kcal / hm}^2 \cdot \text{°C}$$

El coeficiente de película para el lado del vapor se considera 7323,62 kcal/h m² °C, con esto y el valor calculado del coeficiente por el lado de la carcasa es posible calcular el coeficiente global de transferencia de calor dado por la Ec. C.16 (Ver Anexo C).

$$U_D = \left[\left(\frac{1}{h_i} + R_{Di} \right) (D_o / D_i) + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2k_{tubo}} + \frac{1}{h_o} + R_{Do} \right]^{-1} \quad \text{Ec. C.16}$$

$$U_{D(C-1)} = \left[\frac{0,01905}{0,0148} \cdot \left(\frac{1}{6368,41} + 0,00041 \right) + \frac{0,01905 \cdot \ln(0,01905 / 0,0148)}{2 \cdot 12,6554} + \frac{1}{7323,62} \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-1)} = 946,62 \text{ kcal / hm}^2\text{°C}$$

Dado que el valor del U_D calculado es mayor que el requerido, se acepta el diseño.

Cálculo de boquillas Evaporador C-1

- Entrada liquido lado tubos:

Velocidad considerada: 1,5 m/s (Tabla C.16, Anexo C)

Flujo líquido: M10 = 3285,87 kg/h (Ver Pág.87, Cap.4)

Densidad M10 (acido sulfúrico a $x_{12} = 0,516$): 1400 kg/m³ (Fig.B.2, Anexo B)

Área boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{((3285,87 / 1400) / 3600)}{1,5} = 0,00043 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00043}{\pi}} = 23,4 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: 1", **Sch40** ($D_i = 1,049'' = 26,6 \text{ mm}$)°. Con esto $v = 1,17 \text{ m/s}$

- Salida mezcla L/V lado tubos:

Velocidad considerada: 1,5 m/s [37]

Flujo total: M10 = 3285,87 kg/h (Ver Pág.87, Cap.4)

Flujo vapor: M10_{H2O} = 1525 kg/h (Ver Pág.87, Cap.4)

Presión de operación: 3,674 atm (Ver Pág.80, Cap.4)

Temperatura de operación: 103,4 °C (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Densidad líquido: 1700 kg/m³ (Fig. B.2, Anexo B)

° Ver Anexo C.9

De acuerdo al método descrito en el Anexo C para el dimensionamiento de piping y boquillas para flujo en 2 fases, se obtienen los siguientes cálculos:

Calidad del vapor (Ec.C.46):

$$x_{C-1} = \frac{M_{Vapor}}{M_{Total}} = \frac{1525}{3285,87} = 0,464$$

$$\rho_{vapor} = \frac{R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{0,082 \cdot (103,4 + 273)}{3,674 \cdot 18} = 0,467 \text{ kg / m}^3$$

Densidad homogénea (Ec.C.47):

$$\rho_{hom} = [x / \rho_{Vapor} + (1-x) / \rho_{Líquido}]^{-1}$$

$$\rho_{hom(C-1)} = [0,464 / 0,467 + (1-0,464) / 1700]^{-1} = 1,006 \text{ kg / m}^3$$

Coefficiente de hueco (ε_V) (Ecs.C.48 y C.49):

$$SR = \sqrt{\rho_{Líquido} / \rho_{hom}}$$

$$SR_{C-1} = \sqrt{1700 / 1,006} = 41,1$$

$$\varepsilon_V = \frac{x}{x + SR \cdot (1-x) \cdot (\rho_{Vapor} / \rho_{Líquido})}$$

$$\varepsilon_{V(C-1)} = \frac{0,464}{0,464 + 41,1 \cdot (1-0,464) \cdot (0,467 / 1700)} = 0,987$$

Densidad en dos fases (Ec.C.50):

$$\rho_{tp} = \varepsilon_V \cdot \rho_{vapor} + (1-\varepsilon_V) \cdot \rho_{Líquido}$$

$$\rho_{tp} = 0,987 \cdot 0,467 + (1-0,987) \cdot 1700 = 22,56 \text{ kg / m}^3$$

Flujo en dos fases (Ec.C.51):

$$F = \frac{M_{total}}{\rho_{tp}} = \frac{3285,87}{22,56} = 145,65 \text{ m}^3 / h$$

Área boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{(145,65/3600)}{1,5} = 0,027 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,027}{\pi}} = 185,4 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **8"**, **Sch80** ($D_i = 7,625" = 193,68 \text{ mm}$)^P. Con esto $v = 1,37 \text{ m/s}$

- Entrada vapor lado carcasa:

Velocidad considerada: 25 m/s (Tabla C.15, Anexo C)

Flujo vapor: MS = 1723,1 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Presión del vapor: 1,36 atm (Ver Pág.83, Cap.4)

Temperatura del vapor: 125,8 °C (Ver Pág.83, Cap.4)

Flujo volumétrico vapor:

$$F = \frac{M \cdot R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{1723,1 \cdot 0,082 \cdot (125,8 + 273)}{1,36 \cdot 18} = 2301,8 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Area boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{(2301,8/3600)}{25} = 0,026 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,026}{\pi}} = 181,9 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **8"**, **Sch80** ($D_i = 7,625" = 193,7 \text{ mm}$)^P. Con esto $v = 21,7 \text{ m/s}$

- Salida Líquido Lado Carcasa

Velocidad considerada: 1,5 m/s (Tabla C.16, Anexo C)

Flujo condensado: C1 = 1723,1 kg/h (Cap.4, Pág.86)

Densidad líquido: 938 kg/m³ (Extrapolado de Tabla B.1, Anexo B)

^P Ver Anexo C.9

Area boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{((1723,1/938)/3600)}{1,5} = 0,00034 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00034}{\pi}} = 20,8 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: $\frac{3}{4}$ " , **Sch40** ($D_i = 0,824$ " = 20,93 mm)^q. Con esto $v = 1,48$ m/s

Calculo de espesores Evaporador C-1

- Diseño Manto Cilíndrico y Cabezales
 - Diseño a Presión Interna

El espesor del manto se calculará bajo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. Las consideraciones de diseño de intercambiadores de calor fueron tomadas la norma TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) [39]. A continuación se indican todas las consideraciones para el diseño:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$).

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = $57,88 \text{ kg/mm}^2$ (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_b / 2 = 27 / 2 = 13,5 \text{ pulg} = 0,3429 \text{ m}$ (Ver Pág.139)

Se considera un cabezal superior del tipo TEMA A (Channel & Removable Cover) [39] y un cabezal inferior del tipo TEMA L (Removable Channel with Flat Cover) [39].

El espesor requerido se calcula mediante la Ec.40:

^q Ver Anexo C.9

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{corrosion} \quad \text{Ec. 40}$$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{corrosion} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,3429}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,367 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Diseño Tubos

Dado que para el diseño del evaporador se consideraron tubos 14BWG (espesor = 2,1 mm), los cálculos consistirán en una verificación del espesor de los tubos seleccionados.

- Diseño a presión interna

El diseño a presión interna se lleva a cabo mediante la Ec.41, teniendo las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable AISI 316

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$).

Temperatura de diseño^r = Temperatura de operación + 28 °C = 125,8 + 28 = 153,8 °C

Espesor de corrosión: 1,6 mm [37]

Factor de soldadura = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_0 / 2 - t = (0,75 \cdot 0,0254) / 2 - 0,0021 = 0,00742 \text{ m}$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{corrosion} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,00742}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 1,6 = 1,608 \text{ mm}$$

^r Ver criterio en Anexo C, punto C.8.2

Debido a que el espesor seleccionado es mayor al calculado a presión interna se acepta el espesor del tubo seleccionado.

- Diseño a presión externa

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes cálculos:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1500}{(0,75 \cdot 25,4)} = 78,74$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{(0,75 \cdot 25,4)}{2,1} = 9,07$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,015

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable AISI 316, Temperatura de diseño = 153,8 °C y A = 0,015

B = 13,76

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 13,76}{3 \cdot 9,07} = 2,022 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los tubos es mayor a la presión de diseño de los tubos se acepta el espesor seleccionado.

Cálculo acumulador de evaporador C-1

Para el cálculo del acumulador se considera una velocidad crítica del vapor dada por la sgte. ecuación [46]:

$$v_C = \frac{4,57}{100} \sqrt{\frac{\rho_{liq}}{\rho_{vapor}} - 1} \quad \text{Ec. 41}$$

Para el diseño del equipo se consideran los siguientes datos:

Densidad de vapor = 0,467 kg/m³ (Ver Pág.142)

Densidad de líquido = 1400 kg/m³ (Ver Fig.B.2, Anexo B)

Flujo Vapor = 829,7 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Flujo Líquido producto = 5631,2 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Flujo Líquido reflujo = 3285,87 kg/h (Ver Pág.87, Cap.4)

Reemplazando los datos en la Ec.41, se tiene:

$$v_c = \frac{4,57}{100} \sqrt{\frac{1400}{0,467} - 1} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$A_{\min} = \frac{(829,7 / 0,467) / 3600}{2,5} = 0,197 \text{ m}^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,197}{\pi}} = 0,5 \text{ m}$$

$$F_{liq \text{ prod}} = (5631,2 / 1400) / 60 = 0,067 \text{ m}^3 / \text{min}$$

$$F_{liq \text{ reflujo}} = (3285,87 / 1400) / 60 = 0,039 \text{ m}^3 / \text{min}$$

Se consideran los sgtes tiempos de acumulación para el líquido [46]:

Tiempo de acumulación de producto = 10 min

Tiempo de acumulación de reflujo = 5 min

De acuerdo a estos tiempos de acumulación se obtiene el volumen de líquido requerido:

$$V_{liq \text{ prod}} = 0,067 \cdot 10 = 0,67 \text{ m}^3$$

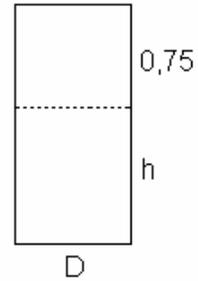
$$V_{liq \text{ reflujo}} = 0,039 \cdot 5 = 0,195 \text{ m}^3$$

Se selecciona el mayor volumen de líquido $V = 0,67 \text{ m}^3$

Según bibliografía [46], la mínima altura de disengaging para vapor de agua corresponde a 750 mm. Con esta altura y considerando una relación L/D : 2/1, se tiene lo siguiente:

$$(0,75 + h) = 2 \cdot D$$

$$\frac{D^2 \cdot \pi}{4} \cdot h = 0,67$$



Mediante un tanteo se obtienen los valores que satisfacen ambas ecuaciones:

$$D = 0,901 \text{ m}$$

$$h = 1,05 \text{ m}$$

La altura total del acumulador es: $0,75 + 1,05 = 1,8 \text{ m}$

Calculo de espesores acumulador evaporador C-1

- Diseño manto cilíndrico

El espesor del manto se calculará bajo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. A continuación se indican todas las consideraciones para el diseño:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$) (Ver Anexo C.8.2)

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = $57,88 \text{ kg/mm}^2$ (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D/2 = 0,901/2 = 0,45 \text{ m}$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,45}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,48 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Diseño de Cabezales
 - Diseño a presión interna

Se consideran cabezales toriesféricos. El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de las Ecs.48 y 49:

Dado que $L/icr \leq 16,67$ se considerará $L/icr = 16,67$. Se considera además una eficiencia de soldadura de 0,85, un espesor de corrosión de 3 mm y $L = D = 901$ mm. De acuerdo a esto se tiene:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{16,67} \right] = 1,77$$

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{(2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P)} + t_{corrosion} = \frac{0,0527 \cdot 901 \cdot 1,77}{(2 \cdot 57,88 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 0,0527)} + 3 = 3,85 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

Cálculo Evaporador C-2

Diseño del equipo

Análogamente al C-1, se calcula el evaporador C-2. Los cálculos se muestran a continuación:

Datos requeridos:

- $Q_{C-2} = 488047,19 \text{ kcal/h}$ (Ver Cap.4, Pág. 86)

Valores obtenidos en la penúltima iteración del cálculo del evaporador C-2 (Ver Tabla C.10, Anexo C):

- $U_{D(C-2)} = 784,46 \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$
- Temperatura vapor de calefacción = 100,7 °C

- Temperatura líquido en ebullición = 87,5 °C
- Presión de operación: 51,021 kPa

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{488047,19}{784,46 \cdot (100,7 - 87,5)} = 47,13 \text{ m}^2$$

Numero de Tubos estimados:

$$n_t = \frac{A}{D_{tubo} \cdot L_{tubo} \cdot \pi} = \frac{47,13}{0,0148 \cdot \pi \cdot 1,5} = 675,76$$

De Tabla C.3, Anexo C

Numero de Tubos reales: $n_t = 729$

Diámetro Carcasa: $D_b = 29 \text{ pulg } (0,7366 \text{ m})$

Área real y U requerido:

$$A_{real} = n_t \cdot D_t \cdot L_t \cdot \pi = 729 \cdot \pi \cdot 0,0148 \cdot 1,5 = 50,84 \text{ m}^2$$

$$U_{req} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{488047,19}{50,84 \cdot (100,7 - 87,5)} = 727,24 \text{ kcal / h - m}^2 \text{ °C}$$

Estimación coeficiente de transferencia del fluido al interior de los tubos:

$$P_r = \frac{P}{P_C} = \frac{51,021}{20066,16} = 0,0025$$

$$F_p = 1,8 \cdot P_r^{0,17} = 1,8 \cdot 0,0025^{0,17} = 0,65$$

$$\bar{q} = \frac{Q}{n_t \cdot \pi \cdot D_{0(tubo)} \cdot L_{tubo}} = \frac{(488047,19 / 0,86)}{729 \cdot \pi \cdot (0,75 \cdot 0,0254) \cdot 1,5} = 8671,6 \text{ W / m}^2$$

$$h_{nb} = 0,00417 \cdot P_C^{0,69} \cdot (\hat{q})^{0,7} \cdot F_p = 0,00417 \cdot (20066,16)^{0,69} \cdot (8671,6)^{0,7} \cdot 0,65 = 1440,18 \text{ W / m}^2 \text{ °C}$$

$$h_{nb} = 1238,55 \text{ kcal / hm}^2 \text{ °C}$$

$$F_b = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot D_b}{(P_T / D_o)^2 \cdot D_o} - 1 \right]^{0,75} = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot 0,7366}{(0,0238 / (0,75 \cdot 0,0254))^2 \cdot (0,75 \cdot 0,0254)} - 1 \right]^{0,75} = 1,89$$

$$h_b = h_i = h_{nb} \cdot F_b + h_{nc} = 1238,55 \cdot 1,89 + 860 = 3200,86 \text{ kcal / hm}^2 \text{ °C}$$

Al igual que para el diseño del evaporador C-1, el coeficiente de película para el lado del vapor se considera 7323,62 kcal/h m² °C, con esto y el valor calculado del coeficiente por el lado de la carcasa es posible calcular el coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_D = \left[\left(\frac{1}{h_i} + R_{Di} \right) (D_o / D_i) + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2k_{tubo}} + \frac{1}{h_o} + R_{Do} \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-2)} = \left[\left(\frac{1}{3200,86} + 0,00041 \right) \cdot \frac{0,01905}{0,0148} + \frac{0,01905 \cdot \ln(0,01905 / 0,0148)}{2 \cdot 12,6554} + \frac{1}{7323,62} \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-2)} = 795,92 \text{ kcal / hm}^2 \text{ °C}$$

Dado que el valor del U_D calculado es mayor que el requerido, se acepta el diseño.

Cálculo de boquillas Evaporador C-2

- Entrada liquido lado tubos:

Velocidad considerada: 1,5 m/s (Tabla C.16, Anexo C)

Flujo líquido: M14 = 2248,5 kg/h (Pág.87, Cap.4)

Densidad M14 (acido sulfúrico a x₁₆ = 0,62): 1500 kg/m³ (Fig.B.2, Anexo B)

Área boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{((2248,5 / 1500) / 3600)}{1,5} = 0,00028 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00028}{\pi}} = 18,88 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: ¾", **Sch40** (D_i = 0,824" = 20,93 mm)^s. Con esto v = 1,21 m/s

- Salida mezcla L/V lado tubos:

Velocidad considerada: 1,5 m/s [37]

Flujo total: M14 = 2248,5 kg/h (Pág.87, Cap.4)

^s Ver Anexo C.9

Flujo vapor: $M_{14_{H_2O}} = 804,37 \text{ kg/h}$ (Pág.87, Cap.4)

Presión de Operación C-2: Presión de saturación del agua a la temperatura de operación de C-2 (87,5); $P(87,5) = 51,021 \text{ kPa} = 0,503 \text{ atm}$ (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Temperatura de operación: $87,5 \text{ °C}$ (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Densidad líquido: 1700 kg/m^3 (Fig. B.2, Anexo B)

De acuerdo al método descrito en el Anexo C.11 para el dimensionamiento de piping y boquillas para flujo en 2 fases, se obtienen los siguientes cálculos:

Calidad del vapor:

$$x_{C-2} = \frac{M_{Vapor}}{M_{Total}} = \frac{804,37}{2248,5} = 0,36$$

$$\rho_{vapor(C-2)} = \frac{R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{0,082 \cdot (87,5 + 273)}{0,503 \cdot 18} = 3,26 \text{ kg / m}^3$$

Densidad homogénea:

$$\rho_{hom(C-2)} = [x / \rho_{Vapor} + (1-x) / \rho_{Líquido}]^{-1} = [0,36 / 3,26 + (1-0,36) / 1700]^{-1} = 9,02 \text{ kg / m}^3$$

Coefficiente de hueco (ε_V):

$$SR_{C-2} = \sqrt{\rho_{Líquido} / \rho_{hom}} = \sqrt{1700 / 9,02} = 13,72$$

$$\varepsilon_{V(C-2)} = \frac{x}{x + SR \cdot (1-x) \cdot (\rho_{Vapor} / \rho_{Líquido})} = \frac{0,36}{0,36 + 13,72 \cdot (1-0,36) \cdot (3,26 / 1700)} = 0,96$$

Densidad en dos fases:

$$\rho_{tp(C-2)} = \varepsilon_V \cdot \rho_{vapor} + (1-\varepsilon_V) \cdot \rho_{Líquido} = 0,96 \cdot 3,26 + (1-0,96) \cdot 1700 = 71,13 \text{ kg / m}^3$$

Flujo en dos fases:

$$F = \frac{M_{total}}{\rho_{tp}} = \frac{2248,5}{71,13} = 31,61 \text{ m}^3 / h$$

Área boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{(31,61 / 3600)}{1,5} = 0,0059 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0059}{\pi}} = 86,67 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **3½"**, **Sch80** ($D_i = 3,678'' = 93,42 \text{ mm}$)[†]. Con esto $v = 1,28 \text{ m/s}$

- Entrada vapor lado carcasa:

Velocidad considerada: 25 m/s (Tabla C.15, Anexo C)

Flujo vapor: $M_9 = 829,73 \text{ kg/h}$ (Ver Pág.84, Cap.4)

Presión del vapor: 3,674 atm (Ver Pág.80, Cap.4)

Temperatura del vapor: 103,4 °C (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Flujo volumétrico vapor:

$$F = \frac{M \cdot R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{829,73 \cdot 0,082 \cdot (103,4 + 273)}{3,674 \cdot 18} = 387,25 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Area boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{(387,25 / 3600)}{25} = 0,0043 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0043}{\pi}} = 73,99 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **3"**, **Sch80** ($D_i = 3,016'' = 76,6 \text{ mm}$)[§]. Con esto $v = 23,24 \text{ m/s}$

- Salida liquido lado Carcasa

Velocidad considerada: 1,5 m/s (Tabla C.16, Anexo C)

Flujo condensado: $M_9 = C_2 = 829,73 \text{ kg/h}$ (Pág.84, Cap.4)

Area boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{((829,73 / 1000) / 3600)}{1,5} = 0,00015 \text{ m}^2$$

[†] Ver Anexo C.9

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00015}{\pi}} = 13,82 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: ½", **Sch80** ($D_i = 0,546'' = 13,87 \text{ mm}$)^s. Con esto $v = 1,52 \text{ m/s}$

Calculo de espesores Evaporador C-2

- Diseño Manto Cilíndrico y Cabezales
 - Diseño a Presión Interna

Utilizando los mismos criterios que el evaporador C-1 se tienen las siguientes consideraciones de diseño:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de operación: 51,021 kPa

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$)

Temperatura de diseño^u = Temperatura de operación + 28 °C = 87,5 + 28 = 115,5 °C

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_b / 2 = 29 / 2 = 14,5 \text{ pulg} = 0,3683 \text{ m}$

Se considera un cabezal superior del tipo TEMA A (Channel & Removable Cover) y un cabezal inferior del tipo TEMA L (Removable Channel with Flat Cover). El cálculo a Presión Interna es idéntico al del manto.

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,3683}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,39 \text{ mm}$$

^u Ver criterio en Anexo C, punto C.7.2

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Diseño a presión externa

Debido a que el evaporador C-2 opera a vacío (51,021 kPa), estará sometido a presión externa, por lo que es necesario realizar un chequeo al equipo diseñado a presión interna a fin de aceptar o rechazar el diseño. La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir 0,0103 kg/mm².

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes resultados:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1,5}{2 \cdot (0,3683 + 0,005)} = 2,01$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{2 \cdot (0,3683 + 0,005)}{0,005} = 149,32$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,00037

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 115,5 °C y A = 0,00037

B = 3,45

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 3,45}{3 \cdot 149,32} = 0,0308 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los cabezales (presión de diseño) y la carcasa es menor a la máxima presión externa disponible, se acepta el espesor seleccionado.

- Diseño Tubos

Dado que para el diseño del evaporador se consideraron tubos 14BWG (espesor = 2,1 mm), los cálculos consistirán en una verificación del espesor de los tubos seleccionados. Se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$)

Temperatura de diseño^v = Temperatura de operación + 28 °C = 103,4 + 28 = 131,4 °C

Espesor de corrosión: 1,6 mm [37]

Factor de soldadura = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_0 / 2 - t = (0,75 \cdot 0,0254) / 2 - 0,0021 = 0,00742 \text{ m}$

- Diseño a presión interna

Reemplazando cada valor en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,00742}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 1,6 = 1,608 \text{ mm}$$

Debido a que el espesor seleccionado es mayor al calculado a presión interna se acepta el espesor del tubo seleccionado.

- Diseño a presión externa

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes cálculos:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1500}{(0,75 \cdot 25,4)} = 78,74$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{(0,75 \cdot 25,4)}{2,1} = 9,07$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,015

El factor B se obtiene de la Norma Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable AISI 316, Temperatura de diseño = 131,4 °C y A = 0,015

B = 13,04

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

^v Ver criterio en Anexo C, punto C.8.2

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 13,04}{3 \cdot 9,07} = 1,92 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los tubos es mayor a la presión de diseño de los tubos se acepta el espesor seleccionado.

Cálculo acumulador de evaporador C-2

Para el diseño del equipo se consideran los siguientes datos:

Densidad de vapor = 3,26 kg/m³ (Ver Pág.152)

Densidad de líquido = 1500 kg/m³ (Ver Fig.B.2, Anexo B)

Flujo Vapor = 933,1 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Flujo Líquido producto = 4698,1 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Flujo Líquido reflujo = 2248,5 kg/h (Ver Pág.87, Cap.4)

Reemplazando los datos en la Ec.41, se tiene:

$$v_c = \frac{4,57}{100} \sqrt{\frac{1500}{3,26}} - 1 = 0,98 \text{ m / s}$$

$$A_{\min} = \frac{(933,1/3,26)/3600}{0,98} = 0,081 \text{ m}^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,081}{\pi}} = 0,32 \text{ m}$$

$$F_{liq \text{ prod}} = (4698,1/1500)/60 = 0,052 \text{ m}^3 / \text{min}$$

$$F_{liq \text{ reflujo}} = (2248,5/1500)/60 = 0,025 \text{ m}^3 / \text{min}$$

Se consideran los sgtes tiempos de acumulación para el líquido [46]:

Tiempo de acumulación de producto = 10 min

Tiempo de acumulación de reflujo = 5 min

De acuerdo a estos tiempos de acumulación se obtiene el volumen de líquido requerido:

$$V_{liq \text{ prod}} = 0,052 \cdot 10 = 0,52 \text{ m}^3$$

$$V_{liq\ refluj o} = 0,025 \cdot 5 = 0,125\ m^3$$

Se selecciona el mayor volumen de líquido $V = 0,52\ m^3$

Según bibliografía [46], la mínima altura de disengaging para vapor de agua corresponde a 750 mm. Con esta altura y considerando una relación L/D : 2/1, se tiene lo siguiente:

$$(0,75 + h) = 2 \cdot D$$

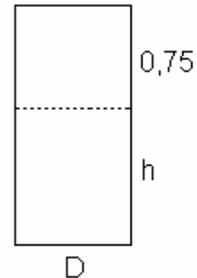
$$\frac{D^2 \cdot \pi}{4} \cdot h = 0,52$$

Mediante un tanteo se obtienen los valores que satisfacen ambas ecuaciones:

$$D = 0,843\ m$$

$$h = 0,93\ m$$

La altura total del acumulador es: $0,75 + 0,93 = 1,68\ m$



Calculo de espesores acumulador evaporador C-2

- Diseño manto cilíndrico
 - Diseño a presión interna

El espesor del manto se calculará bajo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. A continuación se indican todas las consideraciones para el diseño:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: 75 psi ($5,27\ kg/cm^2 = 0,0527\ kg/mm^2$) (Ver Anexo C.8.2)

Temperatura de diseño: 115,5 °C (Ver Anexo C.8.2)

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = $57,88\ kg/mm^2$ (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D/2 = 0,843/2 = 0,42 \text{ m}$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,42}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,45 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- o Chequeo a presión externa

La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir $0,0103 \text{ kg/mm}^2$.

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes resultados:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1,68}{(0,843 + 2 \cdot 0,005)} = 1,97$$
$$\frac{D_0}{t} = \frac{(0,843 + 2 \cdot 0,005)}{0,005} = 170,6$$

De Tabla C.13 (Anexo C): $A = 0,00013$

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = $115,5 \text{ }^\circ\text{C}$ y $A = 0,00013$

$B = 4,3$

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 4,3}{3 \cdot 170,6} = 0,0336 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por el manto (presión de diseño) es mayor a la máxima presión externa disponible, se acepta el espesor seleccionado.

- Diseño de Cabezales
 - Diseño a presión interna

Se consideran cabezales toriesféricos. El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de las Ecs.48 y 49:

Dado que $L/icr \leq 16,67$ se considerará $L/icr = 16,67$. Se considera además una eficiencia de soldadura de 0,85, un espesor de corrosión de 3 mm y $L = D = 843$ mm. De acuerdo a esto se tiene:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{16,67} \right] = 1,77$$

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{(2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P)} + t_{corrosion} = \frac{0,0527 \cdot 843 \cdot 1,77}{(2 \cdot 57,88 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 0,0527)} + 3 = 3,8 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

- Diseño a presión externa

La verificación del cabezal sometido a presión externa se lleva a cabo siguiendo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-33 Formed Heads, Pressure on Convex Side. La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir 0,0103 kg/mm².

Para el cálculo a presión externa de cabezales elípticos, el cálculo es similar y se sigue el mismo procedimiento mostrado en el Anexo C.8.2, pero se utilizan las Ecs.44 y 45. Reemplazando en las Ec.44 y 45, se tienen los siguientes resultados:

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} = \frac{0,125}{(843/2)/5} = 0,0015$$

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 115,5 °C y A = 0,0015

B = 6,328

$$Pa = \frac{B}{(D_o / t)} = \frac{6,328}{(843 / 5)} = 0,038 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los cabezales es mayor a la máxima presión externa, se acepta el espesor seleccionado.

Cálculo Evaporador C-3

Diseño del equipo

Análogamente a los evaporadores C-1 y C-2, se calcula el evaporador C-3. Los cálculos se muestran a continuación:

Datos requeridos:

- $Q_{C-3} = 565925,15 \text{ kcal / h}$ (Ver Cap.4, Pág. 86)

Valores obtenidos en la penúltima iteración del cálculo del evaporador C-3 (Ver Tabla C.11, Anexo C):

- $U_{D(C-3)} = 775,2 \text{ kcal / h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}$
- Temperatura vapor de calefacción = 83,2 °C
- Temperatura líquido en ebullición = 70,9 °C

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{565925,15}{775,2 \cdot (83,2 - 70,9)} = 59,35 \text{ m}^2$$

Numero de Tubos estimados:

$$n_t = \frac{A}{D_{tubo} \cdot L_{tubo} \cdot \pi} = \frac{59,35}{0,0148 \cdot \pi \cdot 1,5} = 850,97$$

De Tabla C.3, Anexo C

Numero de Tubos reales: $n_t = 962$

Diámetro Carcasa: $D_b = 33 \text{ pulg } (0,8382 \text{ m})$

Área real y U requerido:

$$A_{real} = n_t \cdot D_t \cdot L_t \cdot \pi = 962 \cdot 0,0148 \cdot 1,5 \cdot \pi = 67,1 \text{ m}^2$$

$$U_{req} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{565925,15}{67,1 \cdot (83,2 - 70,9)} = 685,7 \text{ kcal / h - m}^2 \text{ °C}$$

Estimación coeficiente de transferencia del fluido al interior de los tubos:

$$P_r = \frac{P}{P_C} = \frac{20,68}{20066,16} = 0,001$$

$$F_p = 1,8 \cdot P_r^{0,17} = 1,8 \cdot 0,001^{0,17} = 0,56$$

$$\bar{q} = \frac{Q}{n_t \cdot \pi \cdot D_{0(tubo)} \cdot L_{tubo}} = \frac{(565925,15 / 0,86)}{962 \cdot \pi \cdot (0,75 \cdot 0,0254) \cdot 1,5} = 7619,9 \text{ W / m}^2$$

$$h_{nb} = 0,00417 \cdot P_C^{0,69} \cdot (\bar{q})^{0,7} \cdot F_p = 0,00417 \cdot (20066,16)^{0,69} \cdot (7619,9)^{0,7} \cdot 0,56 = 1133,4 \text{ W / m}^2 \text{ °C}$$

$$h_{nb} = 974,7 \text{ kcal / hm}^2 \text{ °C}$$

$$F_b = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot D_b}{(P_T / D_o)^2 \cdot D_o} - 1 \right]^{0,75} = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot 0,8382}{(0,0238 / (0,75 \cdot 0,0254))^2 \cdot (0,75 \cdot 0,0254)} - 1 \right]^{0,75} = 1,99$$

$$h_b = h_i = h_{nb} \cdot F_b + h_{nc} = 974,7 \cdot 1,99 + 860 = 2799,7 \text{ kcal / hm}^2 \text{ °C}$$

Al igual que para el diseño de los otros evaporadores (C-1 y C-2), el coeficiente de película para el lado del vapor se considera 7323,62 kcal/h m² °C, con esto y el valor calculado del coeficiente por el lado de la carcasa es posible calcular el coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_D = \left[\left(\frac{1}{h_i} + R_{Di} \right) (D_o / D_i) + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2k_{tubo}} + \frac{1}{h_o} + R_{Do} \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-2)} = \left[\left(\frac{1}{2799,7} + 0,00041 \right) \cdot \frac{0,01905}{0,0148} + \frac{0,01905 \cdot \ln(0,01905 / 0,0148)}{2 \cdot 12,6554} + \frac{1}{7323,62} \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-2)} = 761 \text{ kcal / hm}^2 \text{ °C}$$

Dado que el valor del U_D calculado es mayor que el requerido, se acepta el diseño.

Cálculo de boquillas evaporador C-3

- Entrada liquido lado tubos:

Velocidad considerada: 1,5 m/s (Tabla C.16, Anexo C)

Flujo líquido: M18 = 5642,05 kg/h (Pág.87, Cap.4)

Densidad M18 (acido sulfúrico a $x_{20} = 0,8$): 1650 kg/m³ (Fig.B.2, Anexo B)

Área boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{((5642,05 / 1650) / 3600)}{1,5} = 0,00063 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00063}{\pi}} = 28,32 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: 1¼", **Sch80** ($D_1 = 1,278" = 32,46 \text{ mm}$)^w. Con esto $v = 1,15 \text{ m/s}$

- Salida mezcla L/V lado tubos:

Velocidad considerada: 1,5 m/s [37]

Flujo total: M18 = 5642,05 kg/h (Pág.87, Cap.4)

Flujo vapor: M18_{H₂O} = 957,43 kg/h (Pág.87, Cap.4)

Presión Operación C-3: 3 psi (20,68 kPa = 0,204 atm) (Pág.83, Cap.4)

Temperatura de operación: 70,9 °C (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Densidad líquido: 1700 kg/m³ (Fig. B.2, Anexo B)

De acuerdo al método descrito en el Anexo C.11 para el dimensionamiento de piping y boquillas para flujo en 2 fases, se obtienen los siguientes cálculos:

Calidad del vapor:

$$x_{C-3} = \frac{M_{Vapor}}{M_{Total}} = \frac{957,43}{5642,05} = 0,17$$

^w Ver Anexo C.9

$$\rho_{vapor(C-3)} = \frac{R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{0,082 \cdot (70,9 + 273)}{0,204 \cdot 18} = 7,68 \text{ kg / m}^3$$

Densidad homogénea:

$$\rho_{hom(C-3)} = [x / \rho_{Vapor} + (1-x) / \rho_{Liquido}]^{-1} = [0,17 / 7,68 + (1-0,17) / 1700]^{-1} = 44,2 \text{ kg / m}^3$$

Coefficiente de hueco (ε_V):

$$SR_{C-3} = \sqrt{\rho_{Liquido} / \rho_{hom}} = \sqrt{1700 / 44,2} = 6,2$$

$$\varepsilon_{V(C-3)} = \frac{x}{x + SR \cdot (1-x) \cdot (\rho_{Vapor} / \rho_{Liquido})} = \frac{0,17}{0,17 + 6,2 \cdot (1-0,17) \cdot (7,68 / 1700)} = 0,87$$

Densidad en dos fases:

$$\rho_{tp(C-3)} = \varepsilon_V \cdot \rho_{Vapor} + (1 - \varepsilon_V) \cdot \rho_{Liquido} = 0,87 \cdot 7,68 + (1 - 0,87) \cdot 1700 = 227,7 \text{ kg / m}^3$$

Flujo en dos fases:

$$F = \frac{M_{total}}{\rho_{tp}} = \frac{5642,05}{227,7} = 24,78 \text{ m}^3 / h$$

Área boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{(24,78 / 3600)}{1,5} = 0,0046 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0046}{\pi}} = 76,53 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **3"**, **Sch40** ($D_i = 3,068'' = 77,92 \text{ mm}$)^x. Con esto $v = 1,44 \text{ m/s}$

- Entrada vapor lado carcasa:

Velocidad considerada: 25 m/s (Tabla C.15, Anexo C)

Flujo vapor: M13 = 933,1 kg/h (Pág.84, Cap.4)

^x Ver Anexo C.9

Presión del vapor: Presión de saturación del agua a la temperatura de operación de C-2 (87,5); $P(87,5) = 51,021 \text{ kPa} = 0,503 \text{ atm}$ (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Temperatura del vapor: 87,5 °C (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Flujo volumétrico vapor:

$$F = \frac{M \cdot R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{933,1 \cdot 0,082 \cdot (87,5 + 273)}{0,503 \cdot 18} = 3046,5 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Area boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{(3046,5/3600)}{25} = 0,034 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,034}{\pi}} = 208,06 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **8"**, **Sch10S** ($D_i = 8,329" = 211,6 \text{ mm}$)^y. Con esto $v = 24,06 \text{ m/s}$

- Salida liquido lado Carcasa

Velocidad considerada: 1,5 m/s (Tabla C.16, Anexo C)

Flujo condensado: C3 = 933,1 kg/h (Cap.4, Pág.86)

Area boquilla:

$$A = \frac{F}{v} = \frac{((933,1/1000)/3600)}{1,5} = 0,00017 \text{ m}^2$$

Diámetro boquilla:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00017}{\pi}} = 14,71 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **½"**, **Sch40** ($D_i = 0,622" = 15,8 \text{ mm}$)^y. Con esto $v = 1,32 \text{ m/s}$

^y Ver Anexo C.9

Calculo de espesores Evaporador C-3

- Diseño Manto Cilíndrico y Cabezales
 - Diseño a Presión Interna

Utilizando los mismos criterios que los evaporadores C-1 y C-2 se tienen las siguientes consideraciones de diseño:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de operación: 20,68 kPa

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$)^z

Temperatura de diseño^z = Temperatura de operación + 28 °C = 70,9 + 28 = 98,9 °C

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_b / 2 = 33 / 2 = 16,5 \text{ pulg} = 0,4191 \text{ m}$

Se considera un cabezal superior del tipo TEMA A (Channel & Removable Cover) y un cabezal inferior del tipo TEMA L (Removable Channel with Flat Cover). El cálculo a Presión Interna es idéntico al del manto.

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,4191}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,45 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

^z Ver criterio en Anexo C, punto C.8.2

- Diseño a presión externa

Debido a que el evaporador C-3 opera a vacío (20,68 kPa), estará sometido a presión externa, por lo que es necesario realizar un chequeo al equipo diseñado a presión interna a fin de aceptar o rechazar el diseño. La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir 0,0103 kg/mm².

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes cálculos:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1,5}{2 \cdot (0,4191 + 0,005)} = 1,77$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{2 \cdot (0,4191 + 0,005)}{0,005} = 169,64$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,00027

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable AISI 316, Temperatura de diseño = 98,9 °C y A = 0,00048

B = 2,36

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 2,36}{3 \cdot 169,64} = 0,019 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los tubos es mayor a la presión de diseño del manto y la carcasa, se acepta el diseño propuesto.

- Diseño Tubos

Dado que para el diseño del evaporador se consideraron tubos 14BWG (espesor = 2,1 mm), los cálculos consistirán en una verificación del espesor de los tubos seleccionados. Se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$)^{aa}

Temperatura de diseño^{aa} = Temperatura de operación + 28 °C = 87,5 + 28 = 115,5 °C

Espesor de corrosión: 1,6 mm

El factor de soldadura = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_0 / 2 - t = (0,75 \cdot 0,0254) / 2 - 0,0021 = 0,00742 \text{ m}$

- Diseño a presión interna

Reemplazando cada valor en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,00742}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 1,6 = 1,608 \text{ mm}$$

Debido a que el espesor seleccionado es mayor al calculado a presión interna se acepta el espesor del tubo seleccionado.

- Diseño a presión externa

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C (Pág. 235), se tienen los siguientes cálculos:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1500}{(0,75 \cdot 25,4)} = 78,74$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{(0,75 \cdot 25,4)}{2,1} = 9,07$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,015

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable AISI 316, Temperatura de diseño = 115,5 °C y A = 0,015

B = 12,53

^{aa} Ver criterio en Anexo C, punto C.7.2

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 12,53}{3 \cdot 9,07} = 1,84 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los tubos es mayor a la presión de diseño de los tubos se acepta el espesor seleccionado.

Cálculo acumulador de evaporador C-3

Para el diseño del equipo se consideran los siguientes datos:

Densidad de vapor = 7,68 kg/m³ (Ver Pág.164)

Densidad de líquido = 1650 kg/m³ (Ver Fig.B.2, Anexo B)

Flujo Vapor = 1064 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Flujo Líquido producto = 3634,1 kg/h (Ver Pág.82, Cap.4)

Flujo Líquido reflujo = 5642,05 kg/h (Ver Pág.87, Cap.4)

Reemplazando los datos en la Ec.41, se tiene:

$$v_c = \frac{4,57}{100} \sqrt{\frac{1650}{7,68} - 1} = 0,668 \text{ m / s}$$

$$A_{\min} = \frac{(1064 / 7,68) / 3600}{0,668} = 0,058 \text{ m}^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,058}{\pi}} = 0,27 \text{ m}$$

$$F_{liq \text{ prod}} = (3634,1 / 1650) / 60 = 0,037 \text{ m}^3 / \text{min}$$

$$F_{liq \text{ reflujo}} = (5642,05 / 1650) / 60 = 0,057 \text{ m}^3 / \text{min}$$

Se consideran los sgtes tiempos de acumulación para el líquido [46]:

Tiempo de acumulación de producto = 10 min

Tiempo de acumulación de reflujo = 5 min

De acuerdo a estos tiempos de acumulación se obtiene el volumen de líquido requerido:

$$V_{liq\ prod} = 0,037 \cdot 10 = 0,37\ m^3$$

$$V_{liq\ refluj} = 0,057 \cdot 5 = 0,285\ m^3$$

Se selecciona el mayor volumen de líquido $V = 0,37\ m^3$

Según bibliografía [46], la mínima altura de disengaging para vapor de agua corresponde a 750 mm. Con esta altura y considerando una relación L/D : 2/1, se tiene lo siguiente:

$$(0,75 + h) = 2 \cdot D$$

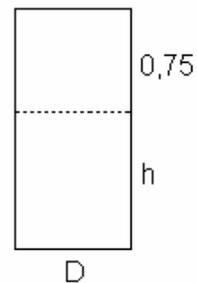
$$\frac{D^2 \cdot \pi}{4} \cdot h = 0,37$$

Mediante un tanteo se obtienen los valores que satisfacen ambas ecuaciones:

$$D = 0,77\ m$$

$$h = 0,794\ m$$

La altura total del acumulador es: $0,75 + 0,794 = 1,544\ m$



Calculo de espesores acumulador evaporador C-3

- Diseño manto cilíndrico
 - Diseño a presión interna

El espesor del manto se calculará bajo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. A continuación se indican todas las consideraciones para el diseño:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: 75 psi ($5,27\ kg/cm^2 = 0,0527\ kg/mm^2$) (Ver Anexo C.8.2)

Temperatura de diseño: 98,9°C (Ver Anexo C.8.2)

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D/2 = 0,77/2 = 0,385\ m$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{corrosion} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,385}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,41\ mm$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- o Chequeo a presión externa

La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir 0,0103 kg/mm².

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes resultados:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{1,544}{(0,77 + 2 \cdot 0,005)} = 1,98$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{(0,77 + 2 \cdot 0,005)}{0,005} = 156$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,00025

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 98,9 °C y A = 0,00025

B = 3,5

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0/t)} = \frac{4 \cdot 3,5}{3 \cdot 156} = 0,03\ kg/mm^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por el manto (presión de diseño) es mayor a la máxima presión externa disponible, se acepta el espesor seleccionado.

- Diseño de Cabezales
 - Diseño a presión interna

Se consideran cabezales toriesféricos. El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de las Ecs.48 y 49:

Dado que $L/icr \leq 16,67$ se considerará $L/icr = 16,67$. Se considera además una eficiencia de soldadura de 0,85, un espesor de corrosión de 3 mm y $L = D = 770$ mm. De acuerdo a esto se tiene:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{16,67} \right] = 1,77$$

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{(2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P)} + t_{corrosion} = \frac{0,0527 \cdot 770 \cdot 1,77}{(2 \cdot 57,88 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 0,0527)} + 3 = 3,73 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

- Diseño a presión externa

La verificación del cabezal sometido a presión externa se lleva a cabo siguiendo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-33 Formed Heads, Pressure on Convex Side (31). La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir $0,0103 \text{ kg/mm}^2$.

Para el cálculo a presión externa de cabezales elípticos, el cálculo es similar y se sigue el mismo procedimiento mostrado en el Anexo C.8.2, pero se utilizan las Ecs.44 y 45. Reemplazando en las Ec.44 y 45, se tienen los siguientes resultados:

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} = \frac{0,125}{(770 / 2) / 5} = 0,0016$$

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 98,9 °C y A = 0,0016

B = 6,82

$$P_a = \frac{B}{(D_o / t)} = \frac{6,82}{(770 / 5)} = 0,044 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los cabezales es mayor a la máxima presión externa, se acepta el espesor seleccionado.

6.2.4 Diseño Condensador

Para el diseño del condensador se han considerado los siguientes criterios:

- Intercambiador Tipo AEU
- Vapor por Carcasa; Agua de Enfriamiento por tubos
- Approach de 15°C en lado del vapor condensante
- Coeficiente de Transferencia = 1.000 kcal/h·m²·°C
- Tubos ¾" 16BWG (Diámetro Externo = 0,01905 m; Diámetro Interno = 0,01575 m)
- Pitch Triangular de 15/16"
- Largo tubos: 2 m
- Material Tubos: SS 316L (Conductividad Térmica: 12,7 kcal/h·m·°C [40])
- 6 pasos por tubo
- Coeficiente de ensuciamiento lado tubos: 0,0003 h·m²·°C/kcal (Tabla C.1, Anexo C)
- Coeficiente de ensuciamiento lado carcasa: 0,0001 h·m²·°C/kcal (Tabla C.1, Anexo C)

Dimensionamiento Equipo

Según los cálculos de balance de masa y energía desarrollados en el Cap.4 se tienen los siguientes datos:

Q_{C-4} = 675993,3 kcal/h (Calculado en Pág. 88, Cap.4)

Temperatura de entrada vapor (T_{M19}): 70,9 °C (Ver Tabla C.8, Anexo C)

Temperatura de salida condensado (T_{M21}): 55,9 °C (Ver Pág.88, Cap.4)

Temperatura de entrada agua fría (T_{AE2}): 20 °C (Ver Pág.88, Cap.4)

Temperatura de salida agua caliente (T_{AC2}): 40 °C (Ver Pág.88, Cap.4)

Flujo agua de enfriamiento (AE): 34.978,44 kg/h (Ver Pág.88, Cap.4)

Flujo vapor (M17): 1064 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

De tablas anexas se obtienen los datos adicionales necesarios para los cálculos:

Agua de enfriamiento:

Densidad = 996 kg/m³ (Tabla B.1, Anexo B)

Viscosidad = 0,8 cP (Tabla B.1, Anexo B)

Conductividad térmica = 0,52 kcal/h·m°C (Tabla B.1, Anexo B)

Capacidad calorífica = 0,97 kcal/kg°C (Tabla B.1, Anexo B)

Basándose en el procedimiento descrito en el Punto C.6 del Anexo C, se tienen los siguientes cálculos:

Diferencia media logarítmica de temperaturas:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(70,9 - 40) - (55,9 - 20)}{\ln((70,9 - 40)/(55,9 - 20))} = 33,34 \text{ °C}$$

$$R = \frac{(70,9 - 55,9)}{(40 - 20)} = 0,75 \quad P = \frac{(40 - 20)}{(70,9 - 20)} = 0,39$$

Con R = 0,75 y P = 0,39 se obtiene (de Fig. C.5, Anexo C) F = 0,96

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{ln} = 0,96 \cdot 33,34 = 32 \text{ °C}$$

Área de transferencia:

$$A_{C-4} = \frac{Q}{\Delta T_m \cdot U} = \frac{675993,3}{32 \cdot 1000} = 21,12 \text{ m}^2$$

Número de tubos:

$$n_t = \frac{A_{C-4}}{L \cdot \pi \cdot D_o} = \frac{21,12}{2 \cdot \pi \cdot 0,01905} = 176,45$$

Chequeo pasos por tubo y velocidad:

$$V = \frac{AE \cdot (n_p / n_t)}{\rho_{AE} \cdot \pi \cdot (D_i^2 / 4)} = \frac{(34978,44 / 3600) \cdot (6 / 176,45)}{996 \cdot \pi \cdot (0,01575^2 / 4)} = 1,7 \text{ m/s}$$

Velocidad del liquido en el rango recomendado, por lo tanto se aceptan 6 pasos por tubos.

De Tabla C.3, Anexo C:

Numero de Tubos reales = 204

Diámetro Carcasa = 17,25" (0,4382 m).

Área real:

$$A_{C-4} = n_t \cdot L \cdot \pi \cdot D_o = 204 \cdot 2 \cdot \pi \cdot 0,01905 = 24,41 \text{ m}^2$$

Coefficiente de transferencia de calor requerido:

$$U_{req} = \frac{Q}{n_{t(real)} \cdot \pi \cdot D_o \cdot L_{tubo} \cdot \Delta T_m} = \frac{675993,3}{204 \cdot \pi \cdot 0,01905 \cdot 2 \cdot 32} = 865,14 \text{ kcal / m}^2 \text{ h}^\circ\text{C}$$

Coefficiente de transferencia lado tubos:

$$Re_t = \left(\frac{4 \cdot AE \cdot (n_p / n_t)}{\pi \cdot D_i \cdot \mu} \right)_t = \frac{4 \cdot 34978,44 \cdot (6 / 204)}{\pi \cdot 0,01575 \cdot (0,8 \cdot 3,6)} = 28.877$$

$$Pr_t = \left(\frac{\mu \cdot Cp}{k} \right)_t = \frac{(0,8 \cdot 3,6) \cdot 0,97}{0,52} = 5,37$$

$$h_i = \frac{k}{D_i} \cdot 0,023 \cdot Re_t^{0,8} \cdot Pr_t^{1/3} \quad \text{Ec.C.26}$$

$$h_i = \frac{0,52}{0,01575} \cdot 0,023 \cdot 28877^{0,8} \cdot 5,37^{1/3} = 4922,85 \text{ kcal / m}^2 \text{ h}^\circ\text{C}$$

Coefficiente de transferencia lado carcasa:

$$T_W = \frac{(T_{M21} + T_{AC2})}{2} = \frac{(55,9 + 40)}{2} = 47,95 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_V = \frac{(T_{M19} + T_{M21})}{2} = \frac{(70,9 + 55,9)}{2} = 63,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = 0,75 \cdot T_W + 0,25 \cdot T_V \quad \text{Ec.C.28}$$

$$T_f = 0,75 \cdot 47,95 + 0,25 \cdot 63,4 = 51,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Datos del condensado a $T_f = 51,8 \text{ } ^\circ\text{C}$ (Tabla B.1, Anexo B):

$$\mu_L = 0,53 \text{ cP}$$

$$k_L = 0,553 \text{ kcal} / \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

Densidad de agua a $55,9 \text{ } ^\circ\text{C}$: 985 kg/m^3

Densidad de vapor a $70,9 \text{ } ^\circ\text{C}$: $0,13 \text{ kg/m}^3$

$$\Gamma^* = \frac{M17}{L \cdot n_t^{2/3}} \quad \text{Ec.C.30}$$

$$\Gamma^* = \frac{1064}{2 \cdot (204)^{2/3}} = 15,35 \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{h}$$

$$h_o = 1,52 \cdot \left[\frac{k_L^3 \cdot \rho_L \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot g}{4 \cdot \mu_L \cdot \Gamma^*} \right]^{1/3} \quad \text{Ec.C.29}$$

$$h_o = 1,52 \cdot \left[\frac{0,553^3 \cdot 985 \cdot (985 - 0,13) \cdot 9,8 \cdot (3600^2)}{4 \cdot 1,9 \cdot 15,35} \right]^{1/3} = 8560 \text{ kcal} / \text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}$$

Coefficiente global de transferencia de calor:

$$U_D = \left[\frac{D_o}{h_i D_i} + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2 \cdot k_{\text{tubos}}} + \frac{1}{h_o} + \frac{R_{di} \cdot D_o}{D_i} + R_{do} \right]^{-1} \quad \text{Ec. C.31}$$

$$U_D = \left[\frac{0,01905}{4922,85 \cdot 0,01575} + \frac{0,01905 \cdot \ln(0,01905 / 0,01575)}{2 \cdot 12,65} + \frac{1}{8560} + \frac{0,0003 \cdot 0,01905}{0,01575} + 0,0001 \right]^{-1}$$

$$U_D = 1032,4 \text{ kcal} / \text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}$$

El coeficiente calculado es mayor al requerido, por lo tanto se acepta el diseño propuesto.

Boquillas Condensador

Consideraciones:

Velocidad recomendada para líquido: 1,5 m/s (Ver Tabla C.16, Anexo C)

Velocidad recomendada para vapor: 25 m/s (Ver Tabla C.15, Anexo C)

Densidad agua enfriamiento: 996 kg/m³ (Tabla B.1, Anexo B)

Densidad de agua a 55,9 °C: 985 kg/m³ (Tabla B.1, Anexo B)

Flujo agua de enfriamiento (AE): 34.978,44 kg/h (Ver Pág.88, Cap.4)

Flujo vapor (M17): 1064 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)

Temperatura de vapor: 70,9 °C (Ver Pág.83, Cap. 4)

Presión del vapor: 3 psi (Ver Pág.83, Cap. 4)

- Entrada y Salida Liquido Lado Tubos:

Dado que no existe cambio de fase y solo un aumento de temperatura, se consideran boquillas similares para entrada y salida del fluido frío que va por tubos.

$$A = \frac{(AE / \rho)}{v} = \frac{(34978,44 / 996) / 3600}{1,5} = 0,0065 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0065}{\pi}} = 90,97 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **4"**, **Sch40** ($D_i = 4,026'' = 102,26 \text{ mm}$)^{bb}. Con esto $v = 1,18 \text{ m/s}$

- Entrada de Vapor lado carcasa

$$V_{17} = \frac{M_{17} \cdot R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{1064 \cdot 0,082 \cdot (70,9 + 273)}{(3/14,7) \cdot 18} = 8167,92 \text{ m}^3 / h$$

$$A = \frac{V_{17}}{v} = \frac{(8167,92)}{3600 \cdot 25} = 0,0908 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0908}{\pi}} = 340 \text{ mm}$$

^{bb} Ver Anexo C.9

Diámetro Seleccionado: **14"**, **Sch40** ($D_i = 13,124" = 333,35 \text{ mm}$)^{dd}. Con esto $v = 25,99 \text{ m/s}$

- Salida condensado lado carcasa

$$A = \frac{(1064 / 985)}{3600 \cdot 1,5} = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0002}{\pi}} = 15,96 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **3/4"**, **Sch80** ($D_i = 0,742" = 18,85 \text{ mm}$)^{cc}. Con esto $v = 1,08 \text{ m/s}$

Calculo de espesores

- Diseño Manto Cilíndrico y Cabezal Superior del Condensador
 - Diseño a Presión Interna

Se considera manto cilíndrico y un cabezal frontal del tipo TEMA A (Channel & Removable Cover). Ambos espesores se calcularán bajo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. Para el diseño se tienen las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de operación: 20,68 kPa

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$)^{dd}

Temperatura de diseño^{bb} = Temperatura de operación + 28 °C = 70,9 + 28 = 98,9 °C

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: $D_b / 2 = 17,25 / 2 = 8,625 \text{ pulg} = 0,219 \text{ m}$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

^{cc} Ver Anexo C.9

^{dd} Ver criterio en Anexo C, punto C.8.2

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,219}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,234 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

o Diseño a Presión Externa

Puesto que la presión del tercer efecto de los evaporadores opera a vacío, el condensador también opera a vacío por el lado de la carcasa, por lo que se debe verificar el efecto de la presión externa para este equipo; para ello se utiliza el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-28 Thickness of Shells under External Pressure [31]. La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir 0,0103 kg/mm².

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C, se tienen los siguientes resultados:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{2}{2 \cdot (0,219 + 0,005)} = 4,46$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{2 \cdot (0,219 + 0,005)}{0,005} = 89,6$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,00032

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 98,9 °C y A = 0,00032

B = 3,28

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_a = \frac{4B}{3(D_0/t)} = \frac{4 \cdot 3,28}{3 \cdot 89,6} = 0,048 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por el cabezal superior y el manto es menor a la máxima presión externa, se acepta el espesor seleccionado.

- Diseño Cabezal Inferior Condensador
 - Diseño a Presión Interna

Se considera un cabezal frontal del tipo TEMA U (Ellipsoidal Cover). El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de las ecuaciones que se muestran a continuación:

$$t = \frac{P \cdot D \cdot K}{2 \cdot (S \cdot E - 0,1 \cdot P)} + t_{corrosion} \quad \text{Ec. 42}$$

$$K = \frac{1}{6} \left[2 + \left(\frac{d_i}{2b} \right)^2 \right] \quad \text{Ec. 43}$$

Para el diseño, se consideran los mismos datos que para el manto y el cabezal superior. Se considera además $b = d/4$

Reemplazando los datos en las Ecs. 42 y 43 se tienen los siguientes resultados:

$$K = \frac{1}{6} \left[2 + \left(\frac{4 \cdot d_i}{2 \cdot d_i} \right)^2 \right] = 1$$

$$t = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,4382 \cdot 1}{2 \cdot (57,88 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 0,0527)} \right) + 3 = 3,23 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Chequeo a Presión Externa Cabezal Trasero

Dado que tanto el Condensador opera a vacío por el lado de la carcasa, se debe verificar el efecto de la presión externa para el cabezal trasero; para ello se utiliza el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-33 Formed Heads, Pressure on Convex Side. La presión máxima a la que estará sometida el equipo externamente corresponde a la presión atmosférica, es decir $0,0103 \text{ kg/mm}^2$.

Para el cálculo a presión externa de cabezales elípticos, el cálculo es similar y se sigue el mismo procedimiento mostrado en el Anexo C.8.2, pero se utilizan las siguientes Ecs.:

$$Pa = \frac{B}{(D_o / t)} \quad \text{Ec. 44}$$

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} \quad \text{Ec. 45}$$

Reemplazando en las Ec.44 y 45, se tienen los siguientes resultados:

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} = \frac{0,125}{(17,25 \cdot 0,0254 / 2) / 0,005} = 0,0028$$

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 98,9 °C y A = 0,00028

B = 2,87

$$Pa = \frac{B}{(D_o / t)} = \frac{2,87}{(17,25 \cdot 0,0254) / 0,005} = 0,032 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por el cabezal superior y el manto es menor a la máxima presión externa, se acepta el espesor seleccionado.

- Diseño Tubos

Dado que para el diseño del condensador se consideraron tubos 16BWG (espesor = 1,6 mm), los cálculos consistirán en una verificación del espesor de los tubos seleccionados. Se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi (5,27 kg/cm² = 0,0527 kg/mm²)^{cc}

Temperatura de diseño^{ee} = Temperatura de operación + 28 °C = 70,9 + 28 = 98,9 °C

^{ee} Ver criterio en Anexo C, punto C.7.2

Espesor de corrosión: 1,6 mm

El factor de soldadura = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: Diámetro Interno/2 = 0,01575/2 = 0,0079 m

- Diseño a presión interna

Reemplazando cada valor en la Ec.41 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,0079}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 1,6 = 1,609 \text{ mm}$$

Debido a que el espesor seleccionado es mayor al calculado a presión interna se acepta el espesor del tubo seleccionado.

- Diseño a presión externa

Utilizando el procedimiento descrito en el Anexo C (Pág. 235), se tienen los siguientes cálculos:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{2000}{(0,75 \cdot 25,4)} = 104,99$$

$$\frac{D_0}{t} = \frac{(0,75 \cdot 25,4)}{1,6} = 11,9$$

De Tabla C.13 (Anexo C): A = 0,0078

El factor B se obtiene de la Tabla C.14, Anexo C.

Para Acero Inoxidable SS 316L, Temperatura de diseño = 115,5 °C y A = 0,0078

B = 8,06

Utilizando la Ec. C.44 se obtiene la presión externa máxima disponible (P_A):

$$P_A = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_0 / t)} = \frac{4 \cdot 8,06}{3 \cdot 11,9} = 0,903 \text{ kg / mm}^2$$

Debido a que la presión externa máxima tolerada por los tubos es mayor a la presión de diseño de los tubos se acepta el espesor seleccionado.

6.2.5 Diseño Caldereta

El procedimiento iterativo para calcular la Caldereta se muestra en el Anexo C.3. En esta sección se mostrarán los cálculos realizados para la última iteración del equipo.

Consideraciones:

- Tipo de intercambiador: AKU
- Tubos de 3/4" 16BWG ($D_i = 0,62 \text{ pulg.} = 0,0157 \text{ m}$)^{ff}
- Largo Tubos: 2000 mm
- Configuración de tubos: cuadrada con pitch de 1" (0,0254 m)
- Pasos por tubos: 2
- Factor de ensuciamiento lado tubos $0,0003 \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$ (Valor sugerido en Tabla C.1, Anexo C).
- Factor de ensuciamiento lado carcasa $0,0001 \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$ (Valor sugerido en Tabla C.1, Anexo C).
- Conductividad térmica Tubos SS 316: $11,026 \text{ kcal/h m }^\circ\text{C}$ (Ver Tabla D.1, Anexo D)
- Presión Crítica Agua Caldera: 3208,2 psi (Fig. B.5, Anexo B)
- Coeficiente de transferencia núcleo en ebullición (h_{nb}) = $1000 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ ($860 \text{ kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$) [37]
- Velocidad recomendada para líquidos: 1-3 m/s (Ver Tabla C.16, Anexo C)
- Velocidad recomendada para vapor: 20-50 m/s (Ver Tabla C.15, Anexo C)
- Temperatura de Entrada agua caldera: $50 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Flujo agua de caldera: 1280,3 kg/h
- Coeficiente de transferencia por convección natural (h_{nc}) = $1000 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ ($860 \text{ kcal/h-m}^2\text{ }^\circ\text{C}$) [37]

^{ff} Ver Tabla C.17

Dimensionamiento Equipo

Del balance de masa y energía del Cap.4 (Ver Pág.104, Cap.4) se obtiene el flujo de calor:

$$Q_{C-5} = 1280,3 \cdot (0,9846 \cdot (125,8 - 50) + 520,6) = 762.076,4 \text{ kcal / h}$$

Temperatura media:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(900 - 125,8) - (200 - 50)}{\ln((900 - 125,8)/(200 - 50))} = 380,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{(900 - 200)}{(125,8 - 50)} = 9,23 \quad P = \frac{(125,8 - 50)}{(900 - 50)} = 0,09$$

Con R = 9,23 y P = 0,09 se obtiene F = 0,955 (de Tabla. C.5, Anexo C)

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{ln} = 0,955 \cdot 380,3 = 363,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Área de transferencia:

$$U_{D(\text{sup})} = 232 \text{ kcal / h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \text{ (Calculado en penúltima iteración, Ver Anexo C.3.2)}$$

$$A_{C-5} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} = \frac{762076,4}{363,2 \cdot 232} = 9,04 \text{ m}^2$$

$$n_t = \frac{A_{C-5}}{L \cdot \pi \cdot D_o} = \frac{9,04}{2 \cdot \pi \cdot 0,01905} = 75,52$$

De Tabla C.4, Anexo C:

Número de Tubos reales: $n_t = 64$

Diámetro Carcasa: $D_b = 10 \text{ pulg} = 0,254 \text{ m}$

$$U_{req} = \frac{Q}{n_t \cdot \pi \cdot D_o \cdot L \cdot \Delta T_m} = \frac{762076,4}{64 \cdot \pi \cdot 0,01905 \cdot 2 \cdot 363,2} = 273,9 \text{ kcal / h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A_{real} = \frac{Q}{U_{req} \cdot \Delta T_m} = \frac{762076,4}{273,9 \cdot 363,2} = 7,66 \text{ m}^2$$

Coefficiente de transferencia lado tubos:

$$M26 = M25 = 3572,5 \text{ kg / h} \text{ (Ver Tabla 10, Cap.4)}$$

$$G_t = \frac{M26 \cdot (n_p / n_t)}{(\pi / 4) \cdot D_i^2} = \frac{3572,5 \cdot (2 / 64)}{(\pi / 4) \cdot 0,01575^2} = 573021,9 \text{ kg / h} \cdot \text{m}^2$$

$$\mu_{M26} = 0,1026 \text{ kg} / \text{h} \cdot \text{m} \quad (\text{de Tabla B.4, Anexo B})$$

$$\text{Re}_{M26} = \frac{G_{M26} \cdot D_i}{\mu_{M26}} = \frac{573021,9 \cdot 0,01575}{0,1026} = 87963,9$$

$$f_{M26} = 0,0183 \text{ (de Tabla C.17, Anexo C):}$$

$$k_{M26} = 0,0455 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m} \cdot ^\circ\text{C} \text{ (Anexo B.6, Anexo B)}$$

$$Cp_{M26} = 0,3047 \text{ kcal} / \text{kg} \cdot ^\circ\text{C} \text{ (Anexo B.3, Anexo B)}$$

$$\text{Pr}_{M26} = \left(\frac{\mu \cdot Cp}{k} \right)_{M26} = \frac{0,1026 \cdot 0,3047}{0,0455} = 0,6871$$

El Número de Nusselt se calcula mediante la Ec.45 [37]:

$$Nu = \frac{f}{8} (\text{Re} - 1000) \cdot \frac{\text{Pr}}{(1 + 12,7 \cdot \sqrt{f/8} \cdot (\text{Pr}^{2/3} - 1))} \cdot (1 + (D_i / L)^{2/3}) \quad \text{Ec. 46}$$

$$Nu = \frac{0,0183}{8} (87963,9 - 1000) \cdot \frac{0,6871}{(1 + 12,7 \cdot \sqrt{0,0185/8} \cdot (0,6871^{2/3} - 1))} \cdot (1 + (0,01575/2)^{2/3}) = 168,04$$

$$h_i = \frac{k}{D_i} Nu = \frac{0,0455}{0,01575} \cdot 168,04 = 485,4 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Coefficiente de transferencia lado carcasa:

$$P_r = P / P_c = (20 + 14,7) / 3208,2 = 0,0108$$

$$F_p = 2,1 \cdot P_r^{0,27} + (9 + (1 - P_r^2)^{-1}) \cdot P_r^2 = 2,1 \cdot 0,0108^{0,27} + (9 + (1 - 0,0108^2)^{-1}) \cdot 0,0108^2 = 0,62$$

$$qf = Q / A = 762076,4 / 7,66 = 99.487,8 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 = 115.683,5 \text{ W} / \text{m}^2$$

$$P_c = 3208,2 \text{ psi} = 22113,7 \text{ kPa}$$

$$h_{nb} = 0,0036 \cdot P_c^{0,69} \cdot qf^{0,7} \cdot F_p = 0,0036 \cdot 22113,7^{0,69} \cdot 115683,5^{0,7} \cdot 0,62 = 7.776,8 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$F_b = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot D_b}{(P_T / D_o)^2 \cdot D_o} - 1 \right]^{0,75} = 1 + 0,1 \cdot \left[\frac{0,785 \cdot 0,254}{(0,0254 / 0,01905)^2 \cdot 0,01905} - 1 \right]^{0,75} = 1,32$$

Coefficiente de transferencia por convección natural: $h_c = 860 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ [37]

$$h_o = h_{nb} \cdot F_b + h_c = 7776,8 \cdot 1,32 + 860 = 11.125,4 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Coefficiente de transferencia global:

$$U_{D(C-5)} = \left[\frac{D_o}{D_i \cdot h_i} + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2 \cdot k_{tubos}} + \frac{1}{h_o} + \frac{D_o}{D_i} \cdot R_{Di} + R_{Do} \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-5)} = \left[\frac{0,01905}{0,01575 \cdot 485,4} + \frac{0,01905 \cdot \ln(0,01905/0,01575)}{2 \cdot 11,026} + \frac{1}{11125,4} + \frac{0,01905}{0,01575} \cdot 0,0003 + 0,0001 \right]^{-1}$$

$$U_{D(C-5)} = 311,64 \text{ kcal / h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A_{req} = \frac{Q}{(U_{D(C-5)} \cdot \Delta T_m)} = \frac{762076,4}{311,64 \cdot 363,2} = 6,73 \text{ m}^2$$

$$\% \text{Sobredimensionamiento} = ((A_{real} / A_{req}) - 1) \cdot 100 = ((7,66 / 6,73) - 1) \cdot 100 = 13,82 \%$$

El área requerida es menor que el área del equipo. El equipo ha sido diseñado con un sobredimensionamiento del 13,82% por lo cual se concluye que el diseño es apropiado.

- Calculo Domo

Para el agua a 125,8 °C (Extrapolado de Tabla B.1, Anexo B):

$$\sigma_{liq} = 53,6 \text{ dina / cm}$$

$$\rho_{liq} = 57,8 \text{ lb / pie}^3 \quad \rho_{vap} = 0,0825 \text{ lb / pie}^3$$

$$VL = 2290 \cdot \rho_{vapor} \sqrt{\left(\frac{\sigma_{liq}}{\rho_{liq} - \rho_{vapor}} \right)} = 2290 \cdot 0,0825 \cdot \sqrt{\left(\frac{53,6}{57,8 - 0,0825} \right)} = 182,1 \text{ lb / h} \cdot \text{pie}^3$$

$$M26 = m_v = 1280,3 \text{ kg / h} = 2820,04 \text{ lb / h}$$

$$SA = \frac{m_v}{L \cdot VL} = \frac{2820,04}{(2 / 0,3048) \cdot 182,1} = 2,36 \text{ pie}^2$$

La altura efectiva del líquido en el reboiler se estima considerando 4 pulgadas adicionales al diámetro de la carcasa. Considerando que el nivel de líquido corresponde al 60% del diámetro del domo se tiene:

$$D_d = \frac{(D_b + 4)}{h_{liq}} = \left(\frac{10 + 4}{0,6} \right) \frac{1}{12} = 1,94 \text{ pie}$$

$$h / D = 1 - 0,6 = 0,4$$

De la Tabla C.6 del Anexo C, se obtiene $A = 0,29337$

Recalculando:

$$SA = A \cdot D_d^2 = 0,29337 \cdot 1,94^2 = 1,104 \text{ pie}^2$$

Dado que el área del segmento del domo calculada es menor que el área del segmento del domo requerida, se debe recalculando adoptando un nuevo valor para el nivel del líquido. Después de varias iteraciones, con un nivel de líquido de 48,5% se tiene:

$$D_d = \frac{(D_b + 4)}{h_{liq}} = \left(\frac{10 + 4}{0,485} \right) \frac{1}{12} = 2,41 \text{ pie}$$

$$h/D = 1 - 0,485 = 0,515$$

De la Tabla C.6 del Anexo C, se obtiene $A = 0,4076$

Recalculando:

$$SA = A \cdot D_d^2 = 0,4076 \cdot 2,41^2 = 2,36 \text{ pie}^2$$

Finalmente el diámetro del Domo seleccionado es **29 pulg.** (0,7366 m = 2,42 pie).

Calculo de espesores

- Diseño Manto Cilíndrico sección del haz de tubos y domo
 - Diseño a Presión Interna

El espesor del manto se calculará bajo el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. Para el diseño se tienen las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable SS 316L

Presión de operación: 20 psig (1,4 kg/cm²)

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi (5,27 kg/cm² = 0,0527 kg/mm²)⁹⁹

Temperatura de diseño⁹⁹ = Temperatura de operación + 28 °C = 125,8 + 28 = 153,8 °C

Espesor de corrosión: 3 mm

Factor de soldadura (E) = 0,85

⁹⁹ Ver criterio en Anexo C, punto C.8.2

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno sección haz de tubos: $D_b / 2 = 10 / 2 = 5 \text{ pulg} = 0,127 \text{ m}$

Radio interno sección domo: $D_d / 2 = 29 / 2 = 14,5 \text{ pulg} = 0,3683 \text{ m}$

Reemplazando los valores en la Ec.41 se obtiene:

$$t_{\text{haz de tubos}} = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,127}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,135 \text{ mm}$$

$$t_{\text{domo}} = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,3683}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,394 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Diseño Cabezales Caldereta
 - Diseño a Presión Interna Cabezal Frontal

Se considera un cabezal frontal del tipo TEMA A (Channel & Removable Cover). El cálculo a Presión Interna es similar al del manto ya que se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. El espesor requerido se calcula bajo las mismas consideraciones que el manto y los resultados se muestran a continuación:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,127}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,135 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Diseño a Presión Interna Cabezal Trasero

Se considera un cabezal frontal del tipo TEMA U (Ellipsoidal Cover). El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de las ecuaciones Ec.41 y Ec.42.

Considerando $b = d_i / 4$, se tiene:

$$K = \frac{1}{6} \left[2 + \left(\frac{4 \cdot d_i}{2 \cdot d_i} \right)^2 \right] = 1$$

$$t = \frac{P_i \cdot r_i \cdot K}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_i} + t_c = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,3683 \cdot 1}{57,88 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,395 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para manto y cabezales: **5 mm** (espesor mínimo comercial)

- Diseño Tubos

Se ha considerado el paso de los gases calientes a través de los tubos.

Se supone que en el reactor R-1 existe una caída de presión despreciable, por lo tanto se puede considerar que la presión de entrada al reactor R-2 es igual a la presión de entrada al reactor R-1, es decir $P_{23} = 1,754 \text{ atm}$. Dado que se calculó la caída de presión en el reactor catalítico ($DP = 0,1428 \text{ atm}$; ver Tabla 13, Cap.5) la presión de operación de los gases que van a través de los tubos de la caldereta C-5 será:

$$P_{C-5} = 1,754 - 0,1428 = 1,6112 \text{ atm (23,7 psi)}.$$

Para el diseño de la caldereta se consideraron tubos 16BWG (espesor = 1,6 mm), por lo que los cálculos consistirán en una verificación del espesor de los tubos seleccionados. Dado que externamente existe menor presión (20 psig) se chequeará a presión interna teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

Material: Acero Inoxidable SS316L

Presión de diseño: se considera la mínima presión aceptada por la norma TEMA [39] que corresponden a 75 psi ($5,27 \text{ kg/cm}^2 = 0,0527 \text{ kg/mm}^2$)^{hh}

Temperatura de diseño^{hh} = Temperatura de operación + 28 °C = 900 + 28 = 928 °C

Espesor de corrosión: 1 mm

El factor de soldadura = 0,85

Esfuerzo máximo de diseño = 57,88 kg/mm² (esfuerzo admisible/3 (Tabla D.1, Anexo D)).

Radio interno: Diámetro Interno/2 = 0,01575/2 = 0,0079 m

^{hh} Ver criterio en Anexo C, punto C.8.2

- Diseño a presión interna

Reemplazando cada valor en la Ec.40 se obtiene:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosion}} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot 0,0079}{57,88 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 1 = 1,0085 \text{ mm}$$

Debido a que el espesor seleccionado es mayor al calculado a presión interna se acepta el espesor del tubo seleccionado.

Boquillas Caldereta

- Entrada Gases Lado Tubos:

Moles a la salida del reactor R-2 = 108,28 kmol/h (Ver Tabla 11, Cap.4)

Temperatura a la salida del reactor R-2 = 900 °C (Ver Fig.31, Cap.4)

Presión a la salida del reactor R-2 = 1,6112 atm (Ver Pág. 189)

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{108,28 \cdot 0,082 \cdot (900 + 273)}{1,6112} = 6464,13 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando $v = 25 \text{ m/s}$ (Ver Tabla C.15, Anexo C)

$$A = \frac{(646,13 / 3600)}{25} = 0,072 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot 0,072}{\pi}} = 302,3 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **12"**, **Sch20** ($D_i = 12,25" = 311,15 \text{ mm}$)ⁱⁱ. Con esto $v = 23,6 \text{ m/s}$

- Salida Gases Lado Tubos:

Moles a la salida tubos C-5 = 108,28 kmol/h (Ver Tabla 11, Cap.4)

Temperatura a la salida caldereta C-5 = 200 °C (Ver Pág.103, Cap.103, Cap.4)

Presión a la salida caldereta C-5= 1,6112 atm (Ver Pág. 189)

ⁱⁱ Ver Anexo C.9

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{108,28 \cdot 0,082 \cdot (200 + 273)}{1,6112} = 2606,6 \text{ m}^3 / h$$

Considerando $v = 25 \text{ m/s}$ (Ver Tabla C.15, Anexo C)

$$A = \frac{(2606,6/3600)}{25} = 0,029 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,029}{\pi}} = 192 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **8"**, **Sch80** ($D_i = 7,625" = 193,7 \text{ mm}$)^{jj}. Con esto $v = 24,57 \text{ m/s}$

- Entrada Agua Lado Carcasa

Flujo agua de caldera = $1,28 \text{ m}^3/h$

Considerando $v = 1,5 \text{ m/s}$

$$A = \frac{(1,28/3600)}{1,5} = 0,00023 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00023}{\pi}} = 17,11 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **3/4"**, **Sch80** ($D_i = 0,742" = 18,85 \text{ mm}$)^{jj}. Con esto $v = 1,27 \text{ m/s}$

- Salida de Vapor lado carcasa

$m_v = 1280,3 \text{ kg} / h$ (Ver Pág.104, Cap.4)

Temperatura vapor C-5 = $125,8 \text{ }^\circ\text{C}$ (Ver Pág.103, Cap.4)

Presión caldereta C-5 (carcasa) = $20 \text{ psig} = 1,36 \text{ atm}$ (Ver Pág. 103, Cap.4)

$$V = \frac{m \cdot R \cdot T}{P \cdot PM} = \frac{1280,3 \cdot 0,082 \cdot (125,8 + 273)}{1,36 \cdot 18} = 1710,3 \text{ m}^3 / h$$

Considerando $v = 25 \text{ m/s}$ (Ver Tabla C.15, Anexo C)

$$A = \frac{(1710,3/3600)}{25} = 0,019 \text{ m}^2$$

^{jj} Ver Anexo C.9

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,019}{\pi}} = 155,5 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **6"**, **Sch40** ($D_i = 6,065" = 154,05 \text{ mm}$)^{kk}. Con esto $v = 25,48 \text{ m/s}$

6.2.6 Diseño Reactor Térmico R-1

El Reactor Térmico R-1 debe ser construido en Inconel 617 tal como se indica en la sección 6.1.2. Las consideraciones para el diseño se indican a continuación:

- Nivel de acido para 10 min. de residencia [46]

- Velocidad mínima de vapor: $v_{vapor} = 0,1 \sqrt{\frac{\rho_{liq}}{\rho_{vapor}} - 1}$ **Ec. 47**

v_{vapor} en m/s

- Distancia entre boquilla de entrada y nivel de liquido debe satisfacer el siguiente criterio:
 $H \geq D/2$ [46]
- Distancia entre boquilla de entrada y filtro debe satisfacer el siguiente criterio:
 $H \geq D/2 + d/2$ [46]
- Distancia entre filtro y boquilla de salida debe satisfacer el siguiente criterio:
 $H \geq D/2 - d/2$ [46]

Dimensionamiento de boquillas

- Boquilla de alimentación de acido

De Pág. 92: $M_{23} = 3634,1 \text{ kg/h}$

De Fig.B.2, Anexo B: $\rho_{M_{23}} = 1700 \text{ kg/m}^3$

$M_{23} = 3634,1 \text{ kg/h}$ (Ver Tabla 9, Cap.4)

$$\text{Flujo de ácido: } V_{23} = \frac{M_{23}}{\rho_{M_{23}}} = \frac{3634,1}{1700} = 2,14 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando $v = 1,5 \text{ m/s}$ (Ver Tabla C.16, Anexo C)

$$A = \frac{(2,14/3600)}{1,5} = 0,0004 \text{ m}^2$$

^{kk} Ver Anexo C.9

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0004}{\pi}} = 22,57 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **1"**, **Sch160** ($D_i = 0,815" = 20,7 \text{ mm}$)^{||}; Con esto $v_{\text{real}} = 1,77 \text{ m/s}$

- Boquilla de salida vapores ricos en SO_3

$n_{25} = 94,27 \text{ kmol/h}$; $M_{25} = 3569,55 \text{ kg/h}$ (Ver Tabla 10, Cap.4)

$T_{25} = 650 \text{ }^\circ\text{C}$ (Ver Tabla 90, Cap.4)

$P_{25} = P_{23} = 1,744 \text{ atm}$ (Ver Pág.89, Cap.4)

$$\text{Flujo de vapor: } V_{25} = \frac{n_{25} \cdot R \cdot T}{P} = \frac{94,27 \cdot 0,082 \cdot (650 + 273)}{1,744} = 4091,1 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando $v = 25 \text{ m/s}$ (Ver Tabla C.15, Anexo C)

$$A = \frac{(4091,1/3600)}{25} = 0,045 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,045}{\pi}} = 239,4 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **10"**, **Sch80** ($D_i = 9,56" = 242,8 \text{ mm}$)^{||}; $v_{\text{real}} = 24,54 \text{ m/s}$

Dimensionamiento Serpentín Reactor R-1

El Reactor R-1 posee un serpentín para calentar el fluido desde una temperatura de $70,9 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta $650 \text{ }^\circ\text{C}$. Las dimensiones del serpentín se calculan mediante las ecuaciones de transferencia de calor (Ec.35, 36 y 37).

Para el dimensionamiento se tienen las siguientes consideraciones:

Volumen Gas Natural: $V_{GN1} = 2158 \text{ Nm}^3 / \text{h}$ (Ver Pág.99, Cap.4)

Diámetro serpentín supuesto (D_s): 6" Sch40 ($D_i = 6,065"$; $D_o = 6,625"$)^{||}

Calor requerido por R-1: $Q_{R1} = 1855836 \text{ kcal} / \text{h}$ (Ver Pág.99, Cap.4)

Temperatura de combustión del Gas Natural: $1793 \text{ }^\circ\text{C}$ [38]

Viscosidad Gas Natural a $1793 \text{ }^\circ\text{C}$: $\mu = 0,05317 \text{ cP}$ [38]

^{||} Ver Anexo C.9

Presión Gas Natural: 20 psi (1,36 atm)

Peso molecular Gas Natural: 16 kmol/kg [38]

Capacidad Calorífica Gas Natural: 3,129 kcal/kg°C [38]

Conductividad Térmica Gas Natural: 0,3123 kcal/m-h°C [38]

Cálculo velocidad:

$$V_{GN1} = \frac{4 \cdot V_{GN1}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot (2158 / 3600)}{\pi \cdot (6,065 \cdot 0,0254)^2} = 32,16 \text{ m/s}$$

La velocidad está dentro del rango normal de velocidad para gases (Tabla C.15, Anexo C), por lo que se acepta el diseño.

Cálculo largo del serpentín:

$$M_{GN1} = \frac{P \cdot V \cdot PM}{R \cdot T} = \frac{1,36 \cdot 2158 \cdot 16}{0,082 \cdot (1793 + 273)} = 277,2 \text{ kg/h}$$

$$Re = \frac{4 \cdot m}{\pi \cdot D \cdot \mu} = \frac{4 \cdot 277,2}{\pi \cdot (6,065 \cdot 0,0254) \cdot (0,05317 \cdot 3,6)} = 11.969$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = \frac{3,129 \cdot (0,05317 \cdot 3,6)}{0,3123} = 1,92$$

$$Nu = 0,027 \cdot (11969)^{0,8} \cdot (1,92)^{1/3} = 61,41$$

$$h = \frac{0,3123}{6,065 \cdot 0,0254} \cdot 61,41 = 124,5 \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$\Delta T = (T_{GN1} - T_{M25}) = (1793 - 650) = 1143 \text{ °C}$$

El largo del serpentín es:

$$L_s = \frac{q}{h \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{1855836}{124,5 \cdot \pi \cdot (6,065 \cdot 0,0254) \cdot 1143} = 26,94 \text{ m}$$

Numero de vueltas del serpentín: #Vueltas = $L / (D \cdot \pi) = 26,94 / (0,572 \cdot \pi) = 15$

Dimensionamiento Manto cilíndrico

- Diámetro Reactor

$$\rho_{vapor} = \frac{M25}{V25} = \frac{3569,55}{4067,8} = 0,88 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{vapor} = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_{liq}}{\rho_{vapor}}} - 1 = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{1700}{0,88}} - 1 = 4,39 \text{ m/s}$$

$$A_{R-1} = \frac{V_{25}}{V_{vapor}} = \frac{(4067,8/3600)}{4,39} = 0,257 \text{ m}^2$$

$$D_{R-1} = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,257}{\pi}} = 572 \text{ mm}$$

- Altura del Reactor

Volumen de líquido:

$$V_{liq(R-1)} = \frac{M_{25}}{\rho_{liquido}} \cdot t_r + \frac{D_s^2 \cdot \pi}{4} \cdot L_s = \frac{3569,55}{1700} \cdot \left(\frac{10}{60}\right) + \frac{(6,625 \cdot 0,0254)^2 \cdot \pi}{4} \cdot 26,94 = 0,95 \text{ m}^3$$

$$\text{Altura de líquido: } H_{liq} = \frac{4 \cdot V_{liq(R-1)}}{\pi \cdot D_{R-1}^2} = \frac{4 \cdot 0,95}{\pi \cdot 0,572^2} = 3,7 \text{ m}$$

$$\text{Distancia entre boquilla de entrada y nivel de líquido: } H = \frac{D}{2} = \frac{0,572}{2} = 0,286 \text{ m}$$

$$\text{Distancia mínima entre boquilla de entrada y filtro: } H = \frac{0,572}{2} + \frac{0,0207}{2} = 0,296 \text{ m}$$

$$\text{Distancia entre filtro y boquilla de salida: } H = \frac{0,572}{2} - \frac{0,2428}{2} = 0,1646 \text{ m}$$

Espesor del Filtro: 0,15 m [46]

Altura total Manto cilíndrico = 3,7 + 0,286 + 0,296 + 0,1646 + 0,15 = 4,5966 m

Calculo de espesores

- Manto cilíndrico

El material de diseño para el Reactor es Inconel 617 ($S = 108 \text{ kg/mm}^2$, Ver Tabla D.1, Anexo D). Este debe ser diseñado a presión interna con una presión de diseño de 75 psi^{mm} ($0,0527 \text{ kg/cm}^2$) mediante la Ec. 40. sugerida por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31]. De acuerdo a esto y considerando una

^{mm} Ver Sección C.8.2, Anexo C

eficiencia de soldadura de 0,85 y un espesor de corrosión de 3 mm, el espesor requerido se calcula como:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosión}} = \left(\frac{0,0527 \cdot (572/2)}{108 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,16 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

- Cabezales

Se consideran cabezales toriesféricos. El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de la ecuación que se muestra a continuación:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{(2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P)} + t_{\text{corrosión}} \quad \text{Ec. 48}$$

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] \quad \text{Ec. 49}$$

Dado que $L/icr \leq 16,67$ se considerará $L/icr = 16,67$. Se considera además una eficiencia de soldadura de 0,85, un espesor de corrosión de 3 mm y $L = D = 572$ mm. De acuerdo a esto se tiene:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{16,67} \right] = 1,77$$

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{(2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P)} + t_{\text{corrosión}} = \frac{0,0527 \cdot (572) \cdot 1,77}{(2 \cdot 108 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 0,0527)} + 3 = 3,29 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

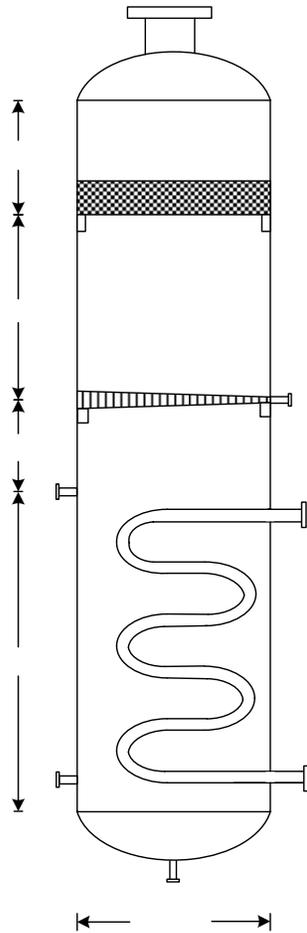


Fig. 48 Esquema del Reactor R-1

Calculo de aislación

Para el cálculo se tienen las siguientes consideraciones:

Aislación de lana mineral ($k = 0,034 \text{ kcal/m-h}^\circ\text{C}$ [37])

Espesor aislación: 50 mm

Se considera una pérdida de temperatura de $0,3^\circ\text{C}$ en la pared de acero SS 316L ($k = 20,3 \text{ kcal/m-h}^\circ\text{C}^{\text{m}}$)

Temperatura al interior de R-1: 1793°C (Ver Pág.193)

Altura R-1: 4,5966 m

Radio R-1 = $0,572/2 = 0,286 \text{ m}$ (Ver Pág.195)

Espesor R-1 = 0,005 m (Ver Pág.196)

^m Ver Tabla D.1, Anexo D

$$R_{metal} = \frac{\ln(R_2 / R_1)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} = \frac{\ln((0,286 + 0,005) / 0,286)}{2 \cdot \pi \cdot 20,3 \cdot 4,5966} = 2,956 \cdot 10^{-5} \text{ h}^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

$$R_{aislación} = \frac{\ln(R_3 / R_1)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} = \frac{\ln((0,286 + 0,005 + 0,05) / (0,286 + 0,005))}{2 \cdot \pi \cdot 0,034 \cdot 4,5966} = 0,161 \text{ h}^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

$$R_{total} = R_{metal} + R_{aislación} = 2,956 \cdot 10^{-5} + 0,161 = 0,161 \text{ h}^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

$$q = \frac{T_2 - T_1}{R_{metal}} = \frac{(0,3)}{2,956 \cdot 10^{-5}} = 10149 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$q = \frac{T_1 - T_3}{R_{total}}$$

Reemplazando y reordenando se tiene:

$$T_3 = T_1 - R_{th} \cdot q = 1793 - 0,161 \cdot 10149 = 159 \text{ }^\circ\text{C}$$

Cálculo de esfuerzos

- Esfuerzos por Presión interna

Presión de diseño: $5,27 \text{ kg/cm}^2 = 5,17 \text{ bar}$ (Ver Pág.195)

$$f_x = \frac{P \cdot D_0}{4 \cdot (t - t_{corrosión})} = \frac{5,17 \cdot (572 + 2 \cdot 5)}{4 \cdot (5 - 3)} = 376,12 \text{ bar}$$

- Esfuerzo por peso de la carcasa

$$W_C = \pi \cdot (R_0^2 - R_i^2) \cdot \rho_{material} \cdot g \cdot x$$

$$W_C = \pi \cdot (0,291^2 - 0,285^2) \cdot 8304 \cdot 9,8 \cdot x = 883,6 x \text{ [N]}$$

$$f_C = \rho_{material} \cdot g \cdot x = \frac{8304 \cdot 9,8 \cdot x}{10^5} = 0,814 x \text{ bar}$$

- Esfuerzo por peso de cabezal

El diámetro equivalente para un cabezal toriesférico se calcula como:

$$D_{eq} = D_0 + \frac{D_0}{42} + 2S_f + \frac{2}{3} icr \quad \text{Ec. 50}$$

$$D_{eq} = D_0 + \frac{D_0}{42} + 2S_f + \frac{2}{3}icr = 582 + \frac{582}{42} + 2 \cdot 76 + \frac{2}{3} \cdot \frac{572}{16,67} = 770,7 \text{ mm}$$

$$W_{CB} = \frac{\pi \cdot D_{eq}^2}{4} \cdot t \cdot \rho_{material} \cdot g = \frac{\pi \cdot 0,7707^2}{4} \cdot \frac{5}{1000} \cdot 8304 \cdot 9,8 = 189,8 \text{ [N]}$$

$$f_{CB} = \frac{W_{CB}}{\pi \cdot D_0 \cdot (t - t_{corrosión})} = \frac{(189,8/10^5)}{\pi \cdot 0,582 \cdot ((5 - 3)/1000)} = 0,519 \text{ bar}$$

- Esfuerzos por peso de aislación

Densidad lana mineral = 147,4 kg/m³

$$W_A = \pi \cdot D_0 \cdot t \cdot \rho_{aislación} \cdot g \cdot x$$

$$W_A = \pi \cdot 0,582 \cdot (50/1000) \cdot 147,4 \cdot 9,8 \cdot x = 132 \cdot x \text{ [N]}$$

$$f_A = \frac{t_{aislación} \cdot \rho_{aislación} \cdot g \cdot x}{(t - t_{corrosión})} = \frac{(50/1000) \cdot 147,4 \cdot 9,8 \cdot x}{(5 - 3)/1000} \cdot \frac{1}{10^5} = 0,36 x \text{ bar}$$

- Total pesos muertos

$$f_{PM} = (0,814 + 0,36) \cdot x + 0,519 = (1,174 \cdot x + 0,519) \text{ bar}$$

- Esfuerzos por vientos

Velocidad máxima del viento = 80 km/h (44,4 mi_n/h)

Presión atmosférica = 760 mmHg (29,9 pulg. Hg)

Factor de forma F_s = 0,6 (para cilindros) [31]

Factor de altura F_H = 1 (para equipos de altura menor a 15 m) [31]

H = 4,5966 m

$$P_W = 0,004 \cdot B \cdot \frac{V_w}{30} \cdot F_S \cdot F_H \quad \text{Ec. 51}$$

$$P_W = 0,004 \cdot 29,9 \cdot \frac{44,4^2}{30} \cdot 0,6 \cdot 1 = 4,72 \text{ lb/ pie}^2 = 0,033 \text{ psi} = 227,46 \text{ Pa}$$

$$D_{ef} = D_0 + 2 \cdot t_a = 0,582 + 2 \cdot (50/1000) = 0,682 \text{ m}$$

El esfuerzo debido al viento se calcula mediante la Ec.52:

$$f_W = \frac{P_W \cdot D_{ef} \cdot x^2}{2 \cdot \pi \cdot R_0^2 \cdot (t - t_{corrosión})} \quad \text{Ec. 52}$$

$$f_W = \frac{227,46 \cdot 682 \cdot x^2}{2 \cdot \pi \cdot (0,582/2)^2 \cdot (5-3) 10^5} = 1,46 \cdot x^2 \quad \text{bar}$$

- Esfuerzos por sismo

$$W(x) = (833,6 + 132) \cdot x + 189,8 \cdot 2 = 965,6 x + 379,6 \quad N$$

Evaluando en $x = 4,5966$, se tiene: $W(x) = 965,6 \cdot 4,5966 + 379,6 = 4818 \quad N$

$$m_{total} = W / g = 4818 / 9,8 = 491,6 \quad kg$$

$$W = \frac{m_{total}}{H} = \frac{491,6}{4,5966} = 106,95 \quad kg / m$$

Esfuerzo admisible: $461.000 / 3 = 153.667 \quad psi = 1,06 \cdot 10^9 \quad Pa$ (Ver Tabla D.1, Anexo D)

El esfuerzo generado por sismos se calcula mediante la Ec.53:

$$f_S = \frac{C \cdot W_{total} \cdot x^2 \cdot (H - x / 3)}{\pi \cdot H^2 \cdot R_0^2 \cdot (t - t_{corrosión})} \quad \text{Ec. 53}$$

El factor de aceleración (C) se obtiene de la Tabla 19 que se muestra a continuación:

	T < 0,4 s	0,4 s ≤ T ≤ 1 s	T > 1 s
Zona 1	C = 0,05	C = 0,02/T	C = 0,02
Zona 2	C = 0,1	C = 0,04/T	C = 0,04
Zona 3	C = 0,2	C = 0,08/T	C = 0,08

Tabla 19 Factor de aceleración para zonas 1, 2 y 3

El periodo se calcula mediante la Ec.54:

$$T = \sqrt{\frac{W \cdot H^4}{E \cdot R_0^3 \cdot t}} \quad \text{Ec. 54}$$

$$T = \sqrt{\frac{106,95 \cdot 4,5966^4}{1,06 \cdot 10^9 \cdot (0,582/2)^3 \cdot ((5-3)/1000)}} = 0,914 \text{ s}$$

Para zona 3 y con T = 0,914 s: C = 0,08/0,914 = 0,0875

Reemplazando en la Ec. 53 se obtiene:

$$f_S = \frac{C \cdot W \cdot x^2 \cdot (H - x/3)}{\pi \cdot H^2 \cdot R_0^2 \cdot (t - t_{\text{corrosión}})} = \frac{0,0875 \cdot 4818 \cdot x^2 \cdot (4,5966 - x/3)}{\pi \cdot 4,5966^2 \cdot (0,582/2)^2 \cdot ((5-3)/1000)} \cdot \frac{1}{10^5}$$

$$f_S = 1,724 \cdot x^2 - 0,125 \cdot x^3 \quad \text{bar}$$

- Análisis de esfuerzos máximos

Evaluando las ecuaciones de esfuerzos por viento y por sismo en el punto x = 4,5966 m, se tienen los siguientes resultados:

$$f_W|_{x=4,5966} = 1,46 \cdot (4,5966)^2 = 30,84 \quad \text{bar}$$

$$f_S|_{x=4,5966} = 1,724 \cdot (4,5966)^2 - 0,125 \cdot (4,5966)^3 = 24,29 \quad \text{bar}$$

$f_W > f_S$, por lo que el esfuerzo controlante es el esfuerzo por viento.

- Análisis combinado de esfuerzos operando

$$f_{\text{max}} = f_{\text{adm}} \cdot E = (461.000/3) \cdot \frac{1}{14,7} \cdot 0,85 = 8885,5 \text{ bar}$$

Lado viento (tracción)	Lado contrario (compresión)
El esfuerzo total: $f_T = f_W + f_X - f_{PM}$	El esfuerzo total: $f_T = f_W - f_X + f_{PM}$
$8885,5 = 1,46 \cdot x^2 + 376,12 - (1,174 \cdot x - 0,519)$	$8885,5 = 1,46 \cdot x^2 - 376,12 + (1,174 \cdot x - 0,519)$
$1,46 \cdot x^2 - 1,174 \cdot x - 8508,9 = 0$	$1,46 \cdot x^2 + 1,174 \cdot x - 9262,14 = 0$
$x = 76,74 \text{ m}$	$x = 79,25 \text{ m}$

En ambos casos la altura máxima del equipo es mayor a la altura del equipo por lo que se acepta el diseño propuesto con un espesor de 5 mm en el manto.

6.2.7 Diseño Reactor Catalítico R-2

El Reactor Térmico R-2 debe ser construido en Inconel 617 tal como se indica en la sección 6.1.2. El Lecho catalítico estará empacado en tubos largos de 2" 12BWG^{oo} ($D_i = 45,3 \text{ mm}$, espesor = 2,77 mm) por lo que el reactor será del tipo tubo-carcasa con gases calientes fluyendo por carcasa con una presión máxima de 20 psi. En la parte inferior del reactor (zona entrada gases desde R-1) se instalará un filtro a fin de impedir el paso de sólidos que pudieran ser arrastrados en los gases. Un manómetro instalado en la entrada y uno en la salida indicara la caída de presión, la cual cuando sea excesiva provocará que se deba detener la operación y limpiar el filtro. Respecto a lo anterior, se considera un espesor del filtro de 200 mm, un espacio de 100 mm desde la entrada de los gases hasta el filtro y un espacio de 100 mm entre el filtro y los tubos; por el lado superior, se considera un tramo de 100 mm desde la salida de los gases de los tubos hasta el cabezal superior. Considerando que la altura calculada para los tubos es de 4355 mm (Ver Tabla 13, Cap.5), se tiene la siguiente altura del reactor:

$$h_{R-2} = L_{\text{tubos}} + e_{\text{filtro}} + d_{\text{gas/filtro}} + d_{\text{filtro/tubos}} + d_{\text{gases/cabezal}}$$

$$h_{R-2} = 4355 + 200 + 100 + 100 + 100 = 4855 \text{ mm}$$

Dado que en el capítulo 5 se obtuvo el diámetro para el lecho completo, se debe calcular el número de tubos en función del diámetro de cada uno de estos. Este cambio no altera el

^{oo} Ver Tabla C.18, Anexo C

proceso, dado que cada pellet catalítico estará recibiendo el mismo flujo de gas que en el caso simulado. El cálculo del número de tubos se muestra a continuación.

Diámetro útil de reactor: 1320 mm (Tabla 13, Cap.5)

Diámetro interno tubos: 45,3 mm (Tabla C.18, Anexo C)

Se considera que el área no utilizada por los tubos es un 50% del área total.

$$n_{R-2} = \left(\frac{D}{d}\right)^2 = \left(\frac{1320}{45,3}\right)^2 = 849 \text{ tubos}$$

$$D_{R-2} = d \cdot \sqrt{\frac{n_{R-2}}{0,5}} = 0,0453 \cdot \sqrt{\frac{849}{0,5}} = 1,867 \text{ m} = 73,5 \text{ pulg}$$

Se selecciona un diámetro de **74 pulg.** (1,879 m)

Cálculo de espesores

- Manto Cilíndrico

El Reactor Catalítico R-2 debe ser construido en Inconel 617 tal como se indica en la sección 6.1.2. Las consideraciones para el diseño se indican a continuación:

Fluido por Carcasa: Gas Natural

Presión operación fluido carcasa: 20 psig

Presión de diseño fluido carcasa: 75 psi (0,0527 kg/mm²)^{pp}

Temperatura de diseño: 1723 +28 = 1821 °C^{qq}

Esfuerzo admisible Inconel 617: S = 64,8 kg/mm² a 1821 °C (Ver Tabla D.1, Anexo D)

Eficiencia de soldadura: 85%

Espesor de corrosión: 3 mm

El manto cilíndrico se calcula mediante la Ec. 40 sugerida por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure como:

^{pp} Ver Sección C.8.2, Anexo C

^{qq} Ver Sección C.8.2, Anexo C

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{corrosion} = 1000 \cdot \left(\frac{0,0527 \cdot (74/2 \cdot 0,0254)}{64,8 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 3 = 3,9 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

- Cabezales

De manera similar al Reactor Térmico, se consideran cabezales toriesféricos. El cálculo a Presión Interna se rige por el criterio sugerido por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-32 Formed Heads, and Sections, Pressure on Concave Side [31]. El espesor requerido se calcula a través de las Ecs. 46 y 47. Las consideraciones son las mismas utilizadas para el diseño del manto cilíndrico.

Dado que $L/icr \leq 16,67$ se considerará $L/icr = 16,67$. Se considera además una eficiencia de soldadura de 0,85, un espesor de corrosión de 3mm y $L = D = 1879$ mm. De acuerdo a esto se tiene:

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{16,67} \right] = 1,77$$

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{(2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P)} + t_{corrosion} = \frac{0,0527 \cdot (1879) \cdot 1,77}{(2 \cdot 64,8 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 0,0527)} + 3 = 4,59 \text{ mm}$$

Dado que el espesor requerido es menor que el mínimo comercial, se seleccionan **5 mm**.

- Tubos

Los tubos del Reactor Catalítico R-2 deben ser construidos en Inconel 617 tal como se indica en la sección 6.1.2. Para el diseño del reactor se han considerado tubos 12BWG (espesor = 2,77 mm), por lo que se chequeará si los tubos seleccionados cumplen con el espesor requerido. Las consideraciones para el diseño se indican a continuación:

Presión ejercida por los pellets: despreciable

Fluido por Tubos: Gases de descomposición de H_2SO_4

Presión operación fluido tubos: 1,744 atm (Ver Pág. 89, Cap.4)

Presión de diseño fluido tubos: 75 psi (0,0527 kg/mm²)^{rr}

Temperatura de diseño: 1723 +28 = 1821 °C^{qq}

Esfuerzo admisible Inconel 617: S = 64,8 kg/mm² a 1821 °C (Ver Tabla D.1, Anexo D)

Eficiencia de soldadura: 85%

Espesor de corrosión: 1,6 mm

El espesor de los tubos se calcula mediante la Ec. 41. sugerida por la Norma ASME Section VIII Div.1 2001 UG-27 Thickness of Shells under Internal Pressure [31] como:

$$t = \left(\frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} \right) + t_{\text{corrosión}} = \left(\frac{0,0527 \cdot 45,3}{64,8 \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 0,0527} \right) + 1,6 = 1,643 \text{ mm}$$

El espesor calculado es menor que 2,769 mm que es el espesor para los tubos de 2" 12BWG, por lo que se consideran tubos apropiados para este servicio.

Dimensionamiento de Boquillas

- Boquilla de Alimentación vapores ricos en SO₃

n₂₅ = 94,27 kmol/h; M₂₅ = 3569,55 kg/h (Ver Tabla 10, Cap.4)

T₂₅ = 650 °C (Ver Pág.90, Cap.4)

P₂₅ = P₂₃ = 1,744 atm (Ver Pág. 89, Cap.4)

$$\text{Flujo de vapor: } V_{25} = \frac{n_{25} \cdot R \cdot T}{P} = \frac{94,27 \cdot 0,082 \cdot (650 + 273)}{1,744} = 4091,1 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando v = 25 m/s (Ver Tabla C.15, Anexo C)

$$A = \frac{(4091,1/3600)}{25} = 0,045 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,045}{\pi}} = 239,4 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **10"**, **Sch80** (D_i = 9,56" = 242,8 mm)^{ss}; Con esto v_{real} = 24,54 m/s

^{rr} Ver Sección C.8.2, Anexo C

^{ss} Ver Sección C.9, Anexo C

- Boquilla de Descarga vapores ricos en SO₂

n₂₆ = 108,28 kmol/h; M₂₆ = 3569,55 kg/h (Ver Tabla 11, Cap.4)

T₂₆ = 900 °C (Ver Fig.31, Cap.4)

Caída de Presión R-2: 0,1428 atm (Tabla 13, Cap.5)

P₂₆ = P₂₅ – ΔP = 1,754 – 0,1428 = 1,6112 atm

$$\text{Flujo de vapor: } V_{26} = \frac{n_{26} \cdot R \cdot T}{P} = \frac{108,28 \cdot 0,082 \cdot (900 + 273)}{1,6112} = 6464,14 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Considerando v = 25 m/s (Ver Tabla C.15, Anexo C)

$$A = \frac{(6464,14 / 3600)}{25} = 0,072 \text{ m}^2$$

$$D = 1000 \sqrt{\frac{4 \cdot 0,072}{\pi}} = 302,8 \text{ mm}$$

Diámetro Seleccionado: **12"**, **Sch40** (D_i = 11,938" = 303,23 mm)^{rr}. Con esto v_{real} = 24,86 m/s

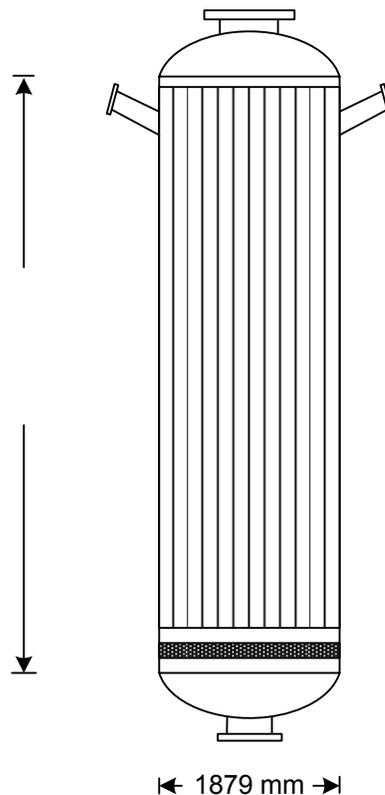


Fig. 49

Esquema del Reactor R-2

Calculo de aislación

Consideraciones:

Aislación de lana mineral ($k = 0,034 \text{ kcal/m-h}^\circ\text{C}$ [37])

Espesor aislación: 50 mm

Se considera una pérdida de temperatura de $0,3 \text{ }^\circ\text{C}$ en la pared de acero SS 316L ($k = 20,3 \text{ kcal/m-h}^\circ\text{C}$ ^{''})

Temperatura al interior de R-2: $1793 \text{ }^\circ\text{C}$ (Ver Pág.193)

Altura R-2: 4,855 m (Ver Pág.202)

Radio R-2 = $1,879/2 = 0,94 \text{ m}$ (Ver Pág.203)

Espesor R-2 = $0,005 \text{ m}$ (Ver Pág.204)

$$R_{\text{metal}} = \frac{\ln(R_2 / R_1)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} = \frac{\ln((0,94 + 0,005)/0,94)}{2 \cdot \pi \cdot 20,3 \cdot 4,855} = 8,57 \cdot 10^{-6} \text{ h}^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

$$R_{\text{aislación}} = \frac{\ln(R_3 / R_1)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} = \frac{\ln((0,94 + 0,005 + 0,05)/(0,94 + 0,005))}{2 \cdot \pi \cdot 0,034 \cdot 4,855} = 0,0497 \text{ h}^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

$$R_{\text{total}} = R_{\text{metal}} + R_{\text{aislación}} = 8,57 \cdot 10^{-6} + 0,0497 = 0,0497 \text{ h}^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R_{\text{metal}}} = \frac{(0,3)}{8,57 \cdot 10^{-6}} = 35005,8 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$q = \frac{T_1 - T_3}{R_{\text{total}}}$$

Reemplazando y reordenando se tiene:

$$T_3 = T_1 - R_{\text{th}} \cdot q = 1793 - 0,0497 \cdot 35005,8 = 53,21 \text{ }^\circ\text{C}$$

Cálculo de esfuerzos

- Esfuerzos por Presión interna

Presión de diseño: $5,27 \text{ kg/cm}^2 = 5,17 \text{ bar}$ (Ver Pág.203)

$$f_x = \frac{P \cdot D_0}{4 \cdot (t - t_{\text{corrosión}})} = \frac{5,17 \cdot (1879 + 2 \cdot 5)}{4 \cdot (5 - 3)} = 1220,8 \text{ bar}$$

^{''} Ver Tabla D.1, Anexo D

- Esfuerzo por peso de la carcasa

$$W_C = \pi \cdot (R_0^2 - R_i^2) \cdot \rho_{material} \cdot g \cdot x$$

$$W_C = \pi \cdot (0,945^2 - 0,94^2) \cdot 8304 \cdot 9,8 \cdot x = 2409,6 x \quad [N]$$

$$f_C = \rho_{material} \cdot g \cdot x = \frac{8304 \cdot 9,8 \cdot x}{10^5} = 0,814 x \quad bar$$

- Esfuerzo por peso de cabezal

$$D_{eq} = D_0 + \frac{D_0}{42} + 2S_f + \frac{2}{3}icr = 1889 + \frac{1889}{42} + 2 \cdot 76 + \frac{2}{3} \cdot \frac{1889}{16,67} = 2161,52 \text{ mm}$$

$$W_{CB} = \frac{\pi \cdot D_{eq}^2}{4} \cdot t \cdot \rho_{material} \cdot g = \frac{\pi \cdot 2,16^2}{4} \cdot \frac{5}{1000} \cdot 8304 \cdot 9,8 = 1491 [N]$$

$$f_{CB} = \frac{W_{CB}}{\pi \cdot D_0 \cdot (t - t_{corrosión})} = \frac{(1491/10^5)}{\pi \cdot 1,889 \cdot ((5 - 3)/1000)} = 1,256 \text{ bar}$$

- Esfuerzos por peso de aislación

Densidad lana mineral = 147,4 kg/m³

$$W_A = \pi \cdot D_0 \cdot t \cdot \rho_{aislación} \cdot g \cdot x$$

$$W_A = \pi \cdot 1,889 \cdot (50/1000) \cdot 147,4 \cdot 9,8 \cdot x = 428,6 \cdot x \quad [N]$$

$$f_A = \frac{t_{aislación} \cdot \rho_{aislación} \cdot g \cdot x}{(t - t_{corrosión})} = \frac{(50/1000) \cdot 147,4 \cdot 9,8 \cdot x}{(5 - 3)/1000} \cdot \frac{1}{10^5} = 0,36 x \quad bar$$

- Total pesos muertos

$$f_{PM} = (0,814 + 0,36) \cdot x + 1,256 = (1,174 \cdot x + 1,256) \quad bar$$

- Esfuerzos por viento

Velocidad máxima del viento = 80 km/h (44,4 mi_r/h)

Presión atmosférica = 760 mmHg (29,9 pulg. Hg)

Factor de forma $F_s = 0,6$ (para cilindros) [31]

Factor de altura $F_H = 1$ (para equipos de altura menor a 15 m) [31]

$H = 4,855$ m

Utilizando la Ec.51 se tiene:

$$P_W = 0,004 \cdot 29,9 \cdot \frac{44,4^2}{30} \cdot 0,6 \cdot 1 = 4,72 \text{ lb/ pie}^2 = 0,033 \text{ psi} = 227,46 \text{ Pa}$$

$$D_{ef} = D_0 + 2 \cdot t_a = 1,889 + 2 \cdot (50/1000) = 1,989 \text{ m}$$

$$f_W = \frac{227,46 \cdot 1,989 \cdot x^2}{2 \cdot \pi \cdot (1,889/2)^2 \cdot (5-3)} \frac{1}{10^5} = 0,4 \cdot x^2 \text{ bar}$$

- Esfuerzos por sismo

$$W(x) = (428,6 + 2409,6) \cdot x + 1491 = 2838,2 x + 1491 \text{ N}$$

Evaluando en $x = 4,855$, se tiene: $W(x) = 2838,2 \cdot 4,855 + 1491 = 15270,46 \text{ N}$

$$m_{total} = W / g = 15270,46 / 9,8 = 1558,21 \text{ kg}$$

$$W = \frac{m_{total}}{H} = \frac{1558,21}{4,855} = 320,85 \text{ kg/m}$$

Esfuerzo admisible: $461.000/3 = 153.667 \text{ psi} = 1,06 \cdot 10^9 \text{ Pa}$ (Ver Tabla D.1, Anexo D)

$$T = \sqrt{\frac{W \cdot H^4}{E \cdot R_0^3 \cdot t}} = \sqrt{\frac{320,85 \cdot 4,855^4}{1,06 \cdot 10^9 \cdot (1,889/2)^3 \cdot ((5-3)/1000)}} = 0,32 \text{ s}$$

Para zona 3 y con $T = 0,32$ s: $C = 0,02$ (Tabla 19, Pág. 200)

Reemplazando en la Ec. 53 se obtiene:

$$f_s = \frac{C \cdot W \cdot x^2 \cdot (H - x/3)}{\pi \cdot H^2 \cdot R_0^2 \cdot (t - t_{corrosión})} = \frac{0,02 \cdot 15270,46 \cdot x^2 \cdot (4,855 - x/3)}{\pi \cdot 4,855^2 \cdot (1,889/2)^2 \cdot ((5-3)/1000)} \frac{1}{10^5}$$

$$f_S = 0,11 \cdot x^2 - 0,008 \cdot x^3 \quad \text{bar}$$

- Análisis de esfuerzos máximos

Evaluando las ecuaciones de esfuerzos por viento y por sismo en el punto $x = 4,5966$ m, se tienen los siguientes resultados:

$$f_W|_{x=4,855} = 0,4 \cdot (4,855)^2 = 9,43 \quad \text{bar}$$

$$f_S|_{x=4,855} = 0,11 \cdot (4,855)^2 - 0,008 \cdot (4,855)^3 = 1,677 \quad \text{bar}$$

$f_W > f_S$, por lo que el esfuerzo controlante es el esfuerzo por viento.

- Análisis combinado de esfuerzos operando

$$f_{\max} = f_{adm} \cdot E = (461.000 / 3) \frac{1}{14,7} \cdot 0,85 = 8885,5 \quad \text{bar}$$

Lado viento (tracción)	Lado contrario (compresión)
El esfuerzo total: $f_T = f_W + f_X - f_{PM}$	El esfuerzo total: $f_T = f_W - f_X + f_{PM}$
$8885,5 = 0,4 \cdot x^2 + 1220,8 - (1,174 \cdot x - 1,256)$	$8885,5 = 0,4 \cdot x^2 - 1220,8 + (1,174 \cdot x - 1,256)$
$0,4 \cdot x^2 - 1,174 \cdot x - 7663,4 = 0$	$0,4 \cdot x^2 + 1,174 \cdot x - 10105 = 0$
$x = 139,9 \text{ m}$	$x = 157,5 \text{ m}$

En ambos casos la altura máxima del equipo es mayor a la altura del equipo por lo que se acepta el diseño propuesto con un espesor de 5 mm en el manto.

Con el diseño del reactor catalítico queda completado el de todos los equipos de la planta puede ser cuantificada la inversión del proyecto para realizar una evaluación económica a fin de determinar la factibilidad de éste. Lo anterior se abordará en el capítulo 7.



CAPÍTULO

7

ANÁLISIS ECONÓMICO

7 ANÁLISIS ECONÓMICO

7.1 Estimación de Capital Fijo

La estimación del Capital fijo puede ser realizada mediante el método del costo en fábrica de los equipos, es decir, se calcula un costo total de los equipos que deben ser instalados en la planta (sin considerar gastos de instalación) y a partir de estos se calculan los otros costos como un porcentaje respecto al costo de los equipos. Los porcentajes y los ítems considerados se detallan a continuación.

7.1.1 Costos Directos

Equipos

Para determinar el costo de los equipos se utilizaron los datos que aparecen en el Anexo E. Se consideró el producto entre el costo por masa de los materiales y la masa de los equipos. Se consideró un factor de 85% sobre los materiales para la construcción de los equipos y un 25% de utilidades para el vendedor.

Para los equipos como bombas, agitadores y quemadores se consideraron los valores entregados por las graficas del Anexo E. A continuación se entregan los valores para los equipos.

Equipo	Característica	Un.	Valor Unitario (US\$)	Valor Total (US\$)
Estanque de Almacenamiento (T-1)	Volumen = 31,24 m ³ Cabezal Superior: Cónico Cabezal Inferior: Plano Material: Alloy 20	1	42.322	42.322
Estanque de Almacenamiento (T-3)	Volumen = 5,7 m ³ Cabezal Superior: Cónico Cabezal Inferior: Plano Material: Alloy 20	1	13.274	13.274
Estanque de Almacenamiento (T-4)	Volumen = 3,8 m ³ Cabezal Superior: Cónico Cabezal Inferior: Plano Material: Alloy 20	1	9.598	9.598
Estanque de Enfriamiento (T-2)	Volumen = 5,7 m ³ Cabezal Superior: Cónico Cabezal Inferior: Plano Material: Alloy 20	1	21.311	21.311
Espesador (L-1)	Volumen = 5,4 m ³ Cabezal Superior: No posee Cabezal Inferior: Plano Material: Alloy 20	1	5.475	5.475
Evaporador (C-1)	Presión de Operación 3,674 atm. Material: SS 316L. Área = 43,1 m ² Número de Tubos: 618 (Tubos de ¾") Considera Acumulador de 0,14 m ³	1	78.914	78.914
Evaporador (C-2)	Presión de Operación 0,503 atm. Material: SS 316L. Área = 50,84 m ² Número de Tubos: 729 (Tubos de ¾") Considera Acumulador de 0,117 m ³	1	77.595	77.595
Evaporador (C-3)	Presión de Operación 0,2 atm. Material: SS 316L. Área = 67,1 m ² Número de Tubos: 962 (Tubos de ¾") Considera Acumulador de 0,091 m ³	1	85.333	85.333
Condensador (C-4)	Presión de Operación 0,2 atm. Material: SS 316L. Área = 24,41 m ² Número de Tubos: 204	1	18.338	18.338
Caldereta (C-5)	Presión de Operación 1,36 atm. Material: SS 316L (Carc.); Inconel 617 (Tubos) Área = 7,66 m ² Número de Tubos: 64	1	22.321	22.321
Agitador	Potencia: 30 HP; Material: Alloy 20	1	32.751	32.751
Agitador	Potencia: 3 HP; Material: Alloy 20	3	11.484	34.452
Agitador	Potencia: 4 HP; Material: Alloy 20	1	12.394	12.394
Bomba Centrífuga (J-1, J-2)	Diám. Succión / Descarga = 1 ¼ pulg / 1 ¼ pulg. Material: SS 304. Potencia: 0,25 HP	2	5.505	11.010
Bomba Centrífuga (J-3)	Diám. Succión / Descarga = 1 pulg / 1 pulg Material: SS 304 Potencia: 0,125 HP	1	6.345	6.345
Reactor Térmico (R-1)	Diámetro = 572 mm; Altura = 4597 mm Cabezales Toriesféricos Material: Inconel 617	1	85.536	85.536
Reactor Catalítico (R-2)	Diámetro = 1879 mm Altura = 48555 mm Cabezales Toriesféricos Número de Tubos: 849 (tubos de 2") Material: Inconel 617	1	1.385.304	1.385.304
Quemador GN	Flujo Gas: 2.158 Nm ³ /h	1	1.520	1.520
Quemador GN	Flujo Gas: 1.083 Nm ³ /h	1	930	930
TOTAL				1.944.722

Tabla 20 Costo de Equipos (US\$) involucrados en el Proceso

Instalación de equipos

La instalación de los equipos involucra costos de labor, fundaciones, soportes, plataformas y gastos de construcción. La Tabla 41 presenta el rango general de costos de instalación como porcentaje del costo de los equipos involucrados en este estudio. Para el caso de los estanques de almacenamiento el porcentaje seleccionado corresponde al rango promedio, para el enfriador el porcentaje corresponde al promedio entre un estanque de almacenamiento y el máximo, en tanto que para el espesador se estimó que el porcentaje corresponde al promedio entre el máximo valor y el valor para el estanque de enfriamiento.

Para el caso de los reactores, se consideran como estanques un poco mas complejos, por lo que para el reactor catalítico se asume el valor máximo y para el reactor térmico se asume un valor promedio entre el espesador y el reactor catalítico. Para los evaporadores se asume un valor promedio, en tanto que para las bombas se asume el valor mínimo dado su baja potencia. La Tabla 42 resume la información antes mencionada.

Equipo	Costo de Instalación ^{uu}
Estanques	30-60 % costo
Evaporadores	25-90 % costo
Bombas	25-60 % costo

Tabla 21 Costo de Instalación para los equipos involucrados en el estudio [36]

(*) Porcentaje en relación al costo del equipo

Equipo	Valor Total (US\$)	%	Precio (US\$)
Estanque de Almacenamiento	65.194	45	29.337
Estanque de enfriamiento	21.311	48,75	10.389
Espesador	5.475	52,5	2.874
Evaporador	241.842	57,5	139.059
Condensador	18.338	50	9.169
Caldereta	22.321	60	13.392
Agitadores	79.596	25	19.899
Bombas	17.355	25	4.339
Reactor Térmico ^{uu}	87.056	52,5	45.705
Reactor Catalítico ^{uu}	1.386.234	30	415.870
TOTAL			690.034

Tabla 22 Resumen Costos de Instalación

^{uu} Considera Reactor Catalítico, Filtro y Quemador GN

Otros costos directos

Además de costos de inversión en equipos e instalación de éstos, se consideran los costos directos de los siguientes ítems:

- Instrumentación y Control
- Piping
- Instalaciones eléctricas
- Construcción
- Utilities

Debido a que el Reactor Catalítico R-2 representa el 75% de la inversión en equipos, un porcentaje en base al costo total de la inversión en equipos para estimar la inversión de otros costos directos sería excesiva, es por esta razón que se considera el 100% del valor de todos los equipos sin contar el Reactor Catalítico R-2 del cual se considerará un 10%. Con esto la inversión en otros costos directos se estima como:

$$Inversión\ Costo\ Directo(i) = \left[\frac{Inversión\ Equipos\ sin\ (R - 2) +}{0,1 \cdot Inversión\ (R - 2)} \right] \cdot \%Costo\ Directo(i)$$

Instrumentación y Control

El costo de los instrumentos, su instalación y los gastos para equipos auxiliares y materiales constituyen la mayor parte del costo de inversión destinado para instrumentación y control. Los costos totales de instrumentación y control dependen del nivel de automatización requerido en la planta, cuyos porcentajes en torno a la inversión de los equipos oscilan entre 5 y 30%. Para plantas de procesamiento de fluidos y sólidos es común asumir un valor de 15% para estimar los costos totales para instrumentación y control. Los costos de instrumentación y control se estiman como:

$$Costos\ Instrum. = [Inversión\ Equipos\ sin\ (R - 2) + 0,1 \cdot Inversión\ (R - 2)] \cdot 0,15$$

$$Costos\ Instrum. = [559.418 + 0,1 \cdot 1.385.304] \cdot 0,15$$

$$Costos\ Instrum. = 104.692$$

Piping

El costo para el piping incluye instalación, válvulas, cañerías, soportes y fittings necesarios para la todas las interconexiones involucradas directa e indirectamente en el proceso, es decir materia prima, productos intermedios, productos terminados, vapor, agua, aire, drenajes, etc. El factor en relación al porcentaje del costo de los equipos o el costo total de inversión se basa estrictamente en la experiencia obtenida de instalaciones de sistemas similares en otras plantas de proceso; para casos triviales y en los que las plantas se instalan como skids, es posible utilizar los factores sugeridos en la Tabla 23.

Tipo de Proceso	Porcentaje en relación al costo de equipos		
	Material	Instalación	Total
Sólido	9	7	16
Sólido-fluido	17	14	31
Fluido	36	30	66

Tabla 23 Costos estimados para piping

Los costos de piping se estiman como:

$$\text{Costos Piping} = [\text{Inversión Equipos sin } (R - 2) + 0,1 \cdot \text{Inversión } (R - 2)] \cdot 0,31$$

$$\text{Costos Piping} = [559.418 + 0,1 \cdot 1.385.304] \cdot 0,31$$

$$\text{Costos Piping} = 216.364$$

Instalaciones eléctricas

Los costos para las instalaciones eléctricas consisten principalmente en costos de instalación y materiales para fuerza e iluminación. Los principales componentes incluidos en este ítem corresponden a cableado para fuerza, iluminación, transformación, servicio e instrumentación y control y la instalación de sus correspondientes tableros. En aplicaciones comunes, el costo de las instalaciones eléctricas corresponde a un porcentaje del orden de 10 a 15% del costo total de los equipos; en el caso estudiado se considera un 10% dada la baja potencia requerida por los motores de los agitadores y las bombas. Los costos de instalaciones eléctricas se estiman como:

$$\text{Costos Inst.Electricas} = [\text{Inversión Equipos sin } (R - 2) + 0,1 \cdot \text{Inversión } (R - 2)] \cdot 0,1$$

$$\text{Costos Inst.Electricas} = [559.418 + 0,1 \cdot 1.385.304] \cdot 0,1$$

$$\text{Costos Inst.Electricas} = 69.795$$

Construcción

Los costos de construcción incluyen costos de instalación, materiales y suministros involucrados en el montaje de todas las estructuras pertenecientes a la planta. Para este caso particular, se asume como una nueva unidad de una planta (30% en relación al costo de los equipos), ya que el servicio consiste en una mejora de las instalaciones actuales de una planta existente. Los costos de construcción se estiman como:

$$\text{Costos Construcción} = [\text{Inversión Equipos sin } (R - 2) + 0,1 \cdot \text{Inversión } (R - 2)] \cdot 0,3$$

$$\text{Costos Construcción} = [559.418 + 0,1 \cdot 1.385.304] \cdot 0,3$$

$$\text{Costos Construcción} = 209.384$$

Utilities

Este ítem considera el suministro de vapor, agua, energía, aire comprimido, combustible, disposición de aguas residuales, protección contra incendio y servicios misceláneos. El costo total para la instalación de los utilities en una planta química varía dentro del rango de 30 a 80% de costo total de los equipos. En este caso el requerimiento de utilities se compone de vapor para evaporación en el primer equipo, además de requerir agua de enfriamiento para el enfriador y condensador, agua de caldera para la caldereta, gas natural para los reactores y aire de instrumentación para las válvulas de control. Un valor conservador del 40% es suficiente para cubrir el requerimiento. Los costos de utilities se estiman como:

$$\text{Costos Utilities} = [\text{Inversión Equipos sin } (R - 2) + 0,1 \cdot \text{Inversión } (R - 2)] \cdot 0,4$$

$$\text{Costos Utilities} = [559.418 + 0,1 \cdot 1.385.304] \cdot 0,4$$

$$\text{Costos Utilities} = 279.179$$

7.1.2 Costos Indirectos

Ingeniería y Supervisión

Este ítem considera todos los costos que se señalan en la Tabla 44, los cuales a pesar de no representar costos directos a la ejecución del proyecto normalmente se basan en un porcentaje asociado a los costos directos y corresponden aproximadamente a un 8% de estos.

Componente	Rango (%)	Valor Típico (%)
Ingeniería	1,5-6	2,2
Reclutamiento	2,0-12	4,8
Adquisiciones	0,1-0,5	0,2
Costos de construcción e ingeniería	0,2-1	0,3
Viajes y estadía	0,1-1	0,3
Comunicaciones	0,2-0,5	0,2
<i>Total ingeniería y supervisión</i>	4-21	8,0

Tabla 24 Costos de construcción basados en el costo total de los equipos

Gastos de Construcción

Otros gastos que se incluyen dentro de los costos indirectos de la planta son los gastos de construcción, los cuales incluyen construcciones temporales, adquisición y arriendos de herramientas, etc. Este ítem puede ser considerado dentro de los costos de instalación de los equipos pero es válido considerarlo como un costo indirecto, un valor común según Petters & Timmerhaus [36] es del 7% de los costos directos de la planta.

Contingencias

Un factor de contingencias generalmente se incluye la estimación del capital de inversión para compensar eventos impredecibles como tormentas, inundaciones, cambios de precios, pequeños cambios en el diseño, errores en estimación, y otros gastos imprevistos. Se considera un factor de contingencias del 10 % de los costos directos e indirectos de la planta.

Puesta en Marcha

Una vez que la planta ha sido construida, normalmente existen cambios que se realizan antes que la planta pueda operar a su máxima condición de diseño. Estos cambios implican compras de materiales y equipos y generan perdidas en los ingresos mientras la planta esta parada u opera a capacidad parcial; para estos fines se considera un capital para estos cambios en la puesta en marcha, el cual varía en un rango de 8 a 10% de los costos de inversión totales.

7.1.3 Inversión

De acuerdo a lo anterior, el Capital Fijo de Inversión se estima a continuación:

Ítem	Criterio Estimación	Costo
Equipos	Tabla 20	1.944.722
Instalación Equipos	Tabla 22	690.034
Instrumentación y Control	15% (Costo Equipos – 90% R-2)	104.692
Piping	31% (Costo Equipos – 90% R-2)	216.364
Instalaciones Eléctricas	10% (Costo Equipos – 90% R-2)	69.795
Construcción	30% (Costo Equipos – 90% R-2)	209.384
Utilities	40% (Costo Equipos – 90% R-2)	279.179
TOTAL COSTOS DIRECTOS		3.514.170
Ingeniería y supervisión	8% (Costos Directos – 90% R-2)	181.392
Gastos de Construcción	7% (Costos Directos – 90% R-2)	158.718
Contingencias	10% Capital Fijo	475.837
Puesta en Marcha	9% Capital Fijo	428.253
TOTAL COSTOS INDIRECTOS		1.244.200
CAPITAL FIJO		4.758.370

Tabla 25 Resumen estimación de Capital Fijo de Inversión

7.2 Costo Total del Producto

7.2.1 Gastos de Producción

Costos Directos de Producción

Dentro de estos costos se consideran los directamente asociados con la operación de producción. Para este caso particular se consideran trabajos de operación, supervisión, mantenimiento, reparación, suministros de operación como energía, utilities y catalizadores. El valor de los suministros de operación de acuerdo a información de la industria al año 2008 [37] se presenta a continuación.

Ítem	Costo
Vapor 20 psig	35 US\$/ton
Agua Enfriamiento	0,07 US\$/m ³
Energía Eléctrica	0,04 US\$/kWh
Agua Caldera	10 US\$/m ³
Gas Natural	4,34 US\$/MMBTU
Catalizador (Ver Anexo E)	42.000 US\$/cambio

Tabla 26 Valor insumos de operación [37]

Cargos Fijos

Se consideran en este ítem aquellos gastos que permanecen prácticamente constantes de un año a otro y no varían mucho con cambios en las tasas de producción. Se podrían clasificar como cargos fijos: depreciación, impuestos, arriendos, etc. Gastos de este tipo están directamente en función de los gastos de operación, por lo que se consideran apropiados los valores tabulados en la Tabla 27.

Ítem	Criterio de Estimación
Impuestos Locales	2 – 4% capital de inversión
Seguros	1% capital de inversión

Tabla 27 Valores comunes para estimación de cargos fijos

Gastos por Concepto de Planta

Los gastos por concepto de Planta incluyen servicios médicos para personal, servicios de seguridad, pagos de pensiones, vacaciones, seguridad, alimentación, recreación y laboratorios de control entre otros. Estos costos son similares a los cargos fijos, ya que no varían mucho de un año a otro. En el caso de plantas químicas, este costo se considera entre 50-70% de los gastos totales de supervisión y mantención.

7.2.2 Gastos Generales

Adicional a los gastos de producción, se ven involucrados otros gastos generales dentro de los cuales se pueden clasificar como gastos administrativos, gastos de distribución y marketing, gastos de investigación y desarrollo y gastos de financiamiento.

Ítem	Criterio de Estimación
Gastos administrativos	20 – 30% Gastos de Producción
Gastos de distribución	2 - 20% Costo total del Producto

Tabla 28 Valores comunes para estimación de Gastos Generales

Para la evaluación del proyecto se utiliza un valor del 25% sobre el costo total del producto.

7.2.3 Contingencias

Al igual que para la estimación de la inversión del proyecto, es necesario considerar un factor de contingencias. Este factor podría ser equivalente a un valor del rango 1-5% del costo total del producto. Para esta evaluación se considera un valor promedio del 3% sobre el costo total del producto.

7.2.4 Estimación Costos de Producción

De acuerdo a los ítems anteriores, se han calculado los costos totales de producción. Los requerimientos de cada ítem se muestran a continuación:

Vapor:

Vapor utilizado en C-1	= 1.723,1 kg/h (Ver Pág.84, Cap.4)
- Vapor generado en C-5	= 1.280,3 kg/h (Ver Pág.104, Cap.4)
<hr/> Vapor necesario	<hr/> = 442,8 kg/h

Agua de Enfriamiento:

Agua de Enfriamiento utilizada en T-2 (AE ₁)	= 33,4191 m ³ /h (Ver Pág.77, Cap.4)
+ Agua de Enfriamiento utilizada en C-4 (AE ₂)	= 34,9784 m ³ /h (Ver Pág.88, Cap.4)
<hr/> Agua de Enfriamiento necesaria	<hr/> = 68,3975 m ³ /h

Energía Eléctrica

Potencia requerida por Agitador de T-1	= 22,38 kW (Tabla 16, Cap.6) ^w
Potencia requerida por Agitador de T-2	= 2,238 kW (Tabla 16, Cap.6) ^w
Potencia requerida por Agitador de L-1	= 2,238 kW (Tabla 18, Cap.6) ^w
Potencia requerida por Agitador de T-3	= 2,238 kW (Tabla 16, Cap.6) ^w
Potencia requerida por Agitador de T-4	= 2,7975 kW (Tabla 16, Cap.6) ^w
Potencia requerida por J-1	= 0,2865 kW (Ver Pág.76, Cap.6) ^w
Potencia requerida por J-2	= 0,2865 kW (Ver Pág.80, Cap.6) ^w
+ Potencia requerida por J-3	= 0,0933 kW (Ver Pág.89, Cap.6) ^w
<hr/> Energía Eléctrica necesaria	<hr/> = 32,56 kW

Agua de Caldera

Agua de Caldera utilizada en C-5 (BW) = 1,2803 m³/h (Ver Pág.104, Cap.4)

^w Factor de conversión: 1 HP = 0,746 kW

Gas Natural

$$\begin{aligned} &\text{Consumo de Gas Natural R-1 (Q}_{R-1}\text{)} = 7,364 \text{ MMBTU/h (Ver Pág.99, Cap.4)}^{\text{ww}} \\ + &\text{ Consumo de Gas Natural R-2 (Q}_{R-2}\text{)} = 3,695 \text{ MMBTU/h (Ver Pág.103, Cap.4)}^{\text{x}} \\ \hline &\text{Consumo total de Gas Natural} = 11,059 \text{ MMBTU/h} \end{aligned}$$

El costo de producción anual, considerando 330 días de operación se muestra en la Tabla 29.

Ítem	Valor/Unidad	Requerimiento	Costo Anual (US\$)
Vapor 20 psig	35 US\$/ton	0,4428 ton/h	122.744
Agua Enfriamiento	0,07 US\$/m ³	68,3975 m ³ /h	37.920
Energía Eléctrica	0,04 US\$/kWh	32,56 kW	10.315
Agua Caldera	10 US\$/m ³	1,2803	101.400
Gas Natural	4,34 US\$/MMBTU	11,059 MMBTU/h	380.129
Catalizador	42.000 US\$/cambio	1 cambio/año	42.000
<i>Total Costos Directos de producción</i>			\$ 694.507
Ítem	Criterio Estimación	Costo Anual	
Impuestos Locales	3% Capital Fijo	\$ 142.751	
Seguros	1% Capital Fijo	\$ 47.584	
<i>Total Cargos Fijos</i>			\$ 190.335
Gastos por concepto planta	60% Ingeniería y Supervisión	\$ 108.835	
Gastos Generales	25 % Costo Total del Producto	\$ 345.027	
Contingencias	3 % Costo Total del Producto	\$ 41.403	
<i>Total Gastos Generales</i>			\$495.265
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO			\$ 1.380.107

Tabla 29 Estimación Costo Total del Producto basado consumos de operación y estimaciones de acuerdo a las buenas practicas de ingeniería.

^{ww} Factor de Conversión: 1 kcal = 3,968e-06 MMBTU

7.3 Ingresos

Para este proyecto se consideran ingresos tanto por efectos de regeneración del ácido sulfúrico a partir del SO₂ producido como por el ahorro al tratar el ácido en vez de transportarlo y disponerlo en otro lugar. El cálculo de los ingresos se resume en la Tabla 50.

Ítem	Valor	Producción	Ingreso Anual
Ahorro costo transporte	65 US\$/ton	6,5 ton/h (Ver Tabla 7, Cap,4)	\$ 3.346.200
H ₂ SO ₄ producido	55 US\$/ton	2,73 ton/h (Ver Tabla 11, Cap.4) ^{xx}	\$ 1.189.188
TOTAL INGRESOS			\$ 4.535.388

Tabla 30 Cálculo de Ingresos por Producción y ahorro

7.4 Capital de Trabajo

Consiste en la cantidad total de dinero destinada a materias primas y suministros en stock, productos terminados en stock, cuentas por cobrar, efectivo en mano para pago mensual de gastos de operación, tales como sueldos, salarios y compra de materias primas, cuentas e impuestos por pagar.

La razón del Capital de Trabajo varia de una compañía a otra, pero la mayoría de las plantas químicas usa un capital de trabajo en el rango de 10-20% del Capital de Inversión.

$$\text{Capital de Trabajo} = 0,15 \cdot \text{Capital Fijo}$$

$$\text{Capital de Trabajo} = 0,15 \cdot 4.758.370 = \$713.756$$

^{xx} Considera una conversión del 100% de SO₂ a H₂SO₄: 27,82 kmol/h x 98 kg/kmol = 2726,36 kmol/h

7.5 Flujo de Caja

Para determinar la rentabilidad del Proyecto se utilizará el TIR y el VAN, bajo las siguientes consideraciones:

- Proyección válida para un periodo de 10 años.
- Se desarrolló el método de depreciación en línea recta para los costos depreciables de la inversión. Se asume que no hay valor de salvamento, por lo tanto el valor de la depreciación será:

$$D = \frac{\text{Total Costos Directos}}{\text{Periodo}} = \frac{3.514.170}{10} = 351.417 \text{ US\$}$$

- Tasa impositiva: 19%
- Tasa Mínima Atractiva de Retorno (TMAR): 10%

Periodo	0	1	2	3	9	10
Inversión	-4.758.370					
Ingresos		4.535.388	4.535.388	4.535.388	4.535.388	4.535.388
Costos (CTP)		1.380.107	1.380.107	1.380.107	1.380.107	1.380.107
Ingresos operacionales		3.151,281	3.151,281	3.151,281	3.151,281	3.151,281
Depreciación		351.417	351.417	351.417	351.417	351.417
Renta gravable		2.803.864	2.803.864	2.803.864	2.803.864	2.803.864
Impuestos		532.734	532.734	532.734	532.734	532.734
Depreciación		351.417	351.417	351.417	351.417	351.417
Capital de trabajo	-713.756					713.756
FCN	-5.472.126	2.622.547	2.622.547	2.622.547	2.622.547	3.336.302
VAN: 9.924.975 US\$ TIR: 47%						

Tabla 31 Flujo de Caja Neto del Proyecto

7.6 Análisis de Sensibilidad

Los valores de TIR y VAN obtenidos en la sección anterior confirman la factibilidad económica del Proyecto, sin embargo es necesario saber ante que parámetro podría verse revertida esta situación. El análisis de sensibilidad se ha realizado en base a las posibles variaciones en el precio de los utilities más relevantes en el proceso, estos se indican a continuación:

- Gas Natural
- Catalizador

7.6.1 Gas Natural

Es el insumo con mayor costo en el proyecto dado su alto consumo en los reactores, pequeñas variaciones en el precio de este utilitie influyen directamente en el VAN y TIR tal y como se muestra en la Fig. 50.

El valor máximo del Gas Natural para que el proyecto sea rentable es de 22,4 US\$/ton.

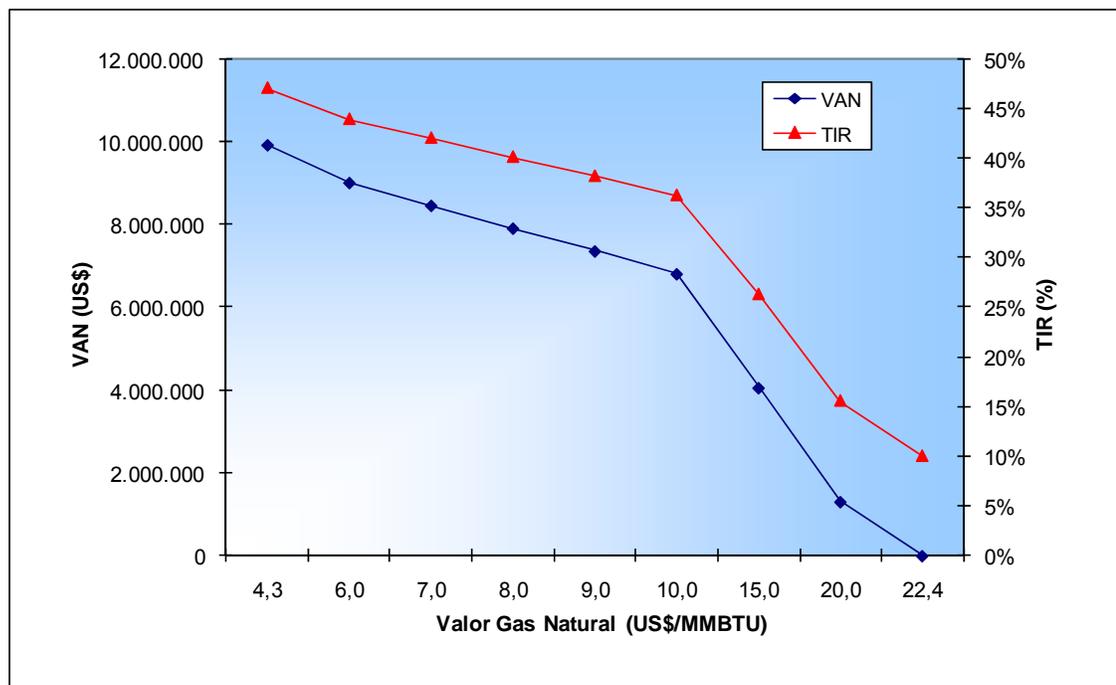


Fig. 50 Análisis de Sensibilidad para variación del precio del Gas Natural

7.6.2 Cambio de Catalizador

Debido a que no se ha estudiado el comportamiento del catalizador con una solución de ácido sucio, es posible que el catalizador pudiese contaminarse, debiendo ser cambiado. Lógicamente, el tener que cambiar el catalizador se traduce en problemas operacionales pero también en importantes pérdidas económicas. Las variaciones del TIR y el VAN ante los efectos de este problema se ven reflejados en la Fig. 51; aquí es posible observar que estos indicadores (TIR y VAN) alcanzan valores críticos cuando se realizan alrededor de 39 cambios de catalizador al año.

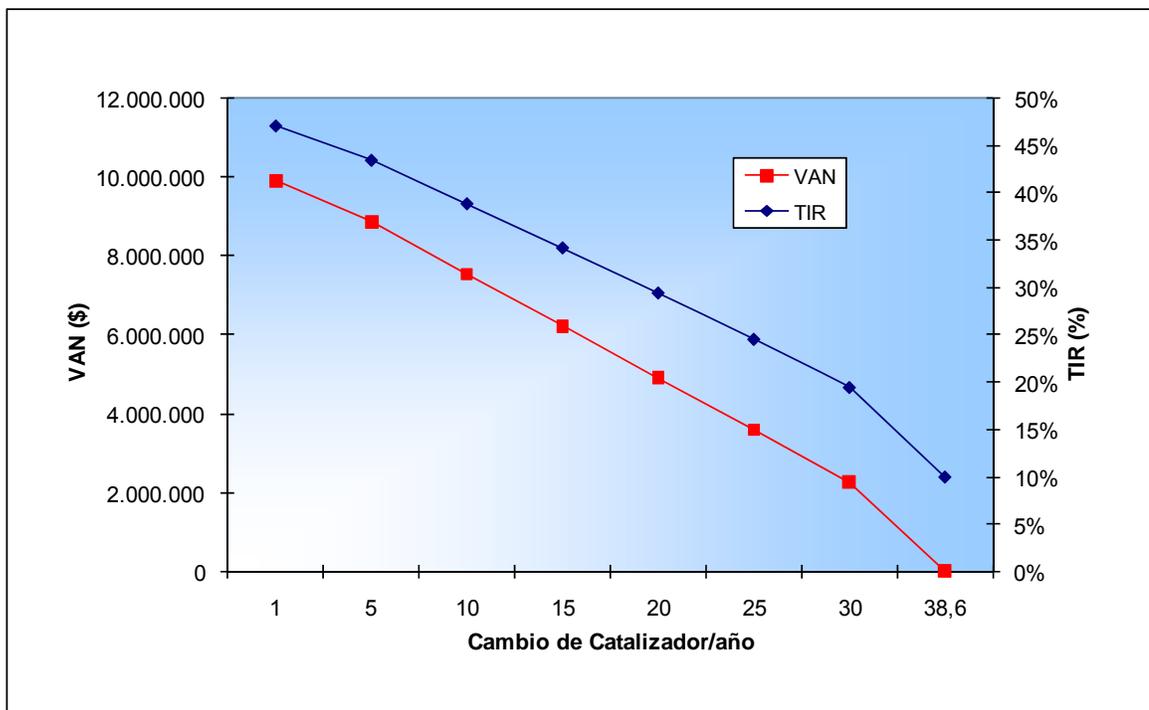


Fig. 51 Análisis de Sensibilidad por cambios de catalizador



CAPÍTULO

8

CONCLUSIONES

8 CONCLUSIONES

El análisis de bibliografía especializada en el tema estudiado permitió establecer el contenido del catalizador preparado para comprobar su desempeño a nivel de laboratorio: el catalizador consiste en depósitos de óxido de cromo soportado en un sustrato compuesto por una mezcla de sílice, alúmina y titanía disponible comercialmente. La sílice tiene excelentes propiedades, tales como tamaño de poro, tamaño de partícula y área de superficie y la alúmina posee una excelente estabilidad térmica y mecánica, por lo que ambos compuestos contribuyen de distinta manera al mayor desempeño del soporte. El promotor utilizado es titanía (de baja composición en el soporte), que contribuye a mantener una mayor estabilidad del catalizador con el paso del tiempo.

La síntesis por combustión es un método de deposición de componente activo que ofrece baja dificultad de desarrollo a nivel de laboratorio. Técnicamente genera un depósito homogéneo y requiere poca energía. La deposición de óxido de cromo mediante esta técnica generó 3 catalizadores. La evaluación a nivel de laboratorio de los catalizadores empleados concluyó que el contenido de cromo en el catalizador debe ser del orden del 0,8% en peso.

Las pruebas de laboratorio con el catalizador seleccionado se llevaron a cabo entre temperaturas de 600 a 900 °C en un reactor de pruebas especialmente diseñado. Para evaluar el comportamiento del catalizador a distintas velocidades espaciales se varió el contenido de catalizador en el lecho del reactor y se mantuvo constante el flujo de ácido. Las pruebas arrojaron que a una temperatura de 900 °C y a una velocidad espacial de 1.640 h^{-1} el ácido sulfúrico alcanza una conversión del 92%. Mediante los resultados obtenidos en todas las pruebas fue posible correlacionar los datos para obtener un modelo cinético de primer orden.

El proceso de descomposición catalítica de ácido sulfúrico a nivel industrial tiene variadas aplicaciones. En el caso particular de esta memoria se evaluó la factibilidad técnico-económica de utilizar esta aplicación en un proceso ya estudiado para tratar ácido descartado en faenas mineras. El proceso ya estudiado contiene en su etapa final un reactor térmico, donde la temperatura de reacción para lograr una conversión sobre el 90% está por sobre los 1050 °C.

Una simulación en Hysys para un flujo de ácido descartado de 50 m³/d con un contenido de 80% de ácido sulfúrico arroja un diseño de un reactor empacado de 5,96 m³ con un diámetro de 1,32 m y una masa de catalizador de 400,5 kg.

La eficiencia térmica del proceso puede ser mejorada mediante la inclusión de una caldereta para generar vapor mediante el enfriamiento de los gases ricos en SO₂.

Para concentrar el ácido sulfúrico desde 45 a 80% en peso se utiliza un evaporador de 3 etapas donde solamente la primera utiliza vapor de utilities. El vapor alimentado tanto en la segunda como en la tercera etapa es generado por el mismo proceso.

El consumo de vapor de 20 psig es de 1723 kg/h; la generación de vapor en la caldereta es de 1205 kg/h lo que genera un consumo neto de 518 kg/h.

Los materiales de construcción para los equipos del proceso se seleccionaron en conformidad con estudios científicos. Bajo esta premisa se seleccionó Alloy 20 para temperaturas de operación en estado líquido y sin cambio de fase; SS 316L para temperaturas de operación inferiores a 400 °C y en presencia de gases; Inconel 617 para temperaturas de operación sobre 400 °C.

Para una alimentación de 120 m³/d de ácido descartado, se estima una inversión de \$4.758.370 USD, con gastos operacionales de \$ 1.380.107 USD/año y ganancias de \$3.151.381 USD/año. Con estos valores, la evaluación del proyecto arroja un VAN de \$ 9.924.975 y un TIR del 47 %.

Un análisis de sensibilidad para el consumo de Gas Natural arroja que el proyecto pierde rentabilidad cuando el precio supera los 22,4 US\$/ton. Por otro lado el análisis de sensibilidad para el cambio de catalizador señala que el proyecto pierde rentabilidad cuando se realizan más de 39 cambios al año, que pueden darse principalmente por ensuciamiento, envenenamiento u obstrucción del catalizador.

REFERENCIAS

- [1] Víctor Peña. *Descomposición Térmica de Acido Sulfúrico*. Memoria de Título Escuela de Ingeniería Química, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, 2006.
- [2] Masayuki Dokiya, Tetsuya Kameyama, Kenzo Fukuda and Yoshihide Gotera. *The Study of Thermochemical Hydrogen Preparation. III. An Oxygen-evolving Step through Thermal Splitting of Sulphuric Acid*. Bulletin of the Chemical Society of Japan, Volume 50, Issue 10, 1977, Pages 2657-2660.
- [3] H. Ishikawa, E. Ishii, I. Uehara and M. Nakane. *Catalyzed thermal Sulphurical of H₂SO₄ and production of HBr by the reaction of SO₂ with Br₂ and H₂*. Sulphurical Journal of Hydrogen Energy, Volume 7, Issue 3, 1982, Pages 237-246.
- [4] R. D. Brittain and D. L. Hlidenbrand. *Catalytic Decomposition of Gaseous SO₃*. Journal of Physical Chemistry, Volume 87, 1983, Pages 3773-3717.
- [5] Hiroaki Tagawa and Takayuki Endo. *Catalytic decomposition of Sulphuric acid using metal oxides as the oxygen generating reaction in thermochemical water splitting process*. sulphurical Journal of Hydrogen Energy, Volume 14, Issue 1, 1989, Pages 11-17.
- [6] Carballo L. M. *Introducción a la catálisis heterogénea*. Edición 2, 2002. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá.
- [7] Daniel M. Ginosara, Lucia M. Petkovic, Anne W. Glenn, Kyle C. Burch. *Stability of supported platinum Sulphuric acid decomposition catalysts for use in thermochemical water splitting cycles*. Journal of Hydrogen Energy, Volume 32, Issue 4, 2007, Pages 482-488.
- [8] Hidetoshi Karasawa, Akira Sasahira, Kuniyoshi Hocino. *Thermal decomposition of SO₃*. International Journal of Nuclear Hydrogen Production and Applications, Volume 1, N° 2, 2006, Pages 134 – 143.
- [9] Tae-Ho Kim, Gyeong-Taek Gong, Byung Gwon Lee, Kwan-Young Lee, Hee-Young Jeon, Chae-Ho Shin, Honggon Kim and Kwang-Deog Jung. *Catalytic decomposition of Sulphur trioxide on the binary metal oxide catalysts of Fe/Al and Fe/Ti*. Applied Sulphuric A: General, Volume 305, Issue 1, 2006, Pages 39-45.

- [10] V. Barbarossa, S. Brutti, M. Diamanti, S. Sau and G. De Maria. *Catalytic thermal decomposition of sulphuric acid in sulphur–iodine cycle for hydrogen production*. Sulphuric Journal of Hydrogen Energy, Volume 31, Issue 7, 2006, Pages 883-890.
- [11] D. Schwartz, R. Gadiou, J. F. Brillhac, G. Prado and G. Martinez. *A kinetic study of the Decomposition of Spent Sulphuric Acids at High Temperature*. Industrial & Engineering Chemistry Research, Volume 39, 2000, Pages 2183-2189.
- [12] C. Huang, A. T-Raissi. *Analysis of Sulphur–iodine thermochemical cycle for solar hydrogen production. Part I: decomposition of Sulphuric acid*. Solar Energy, Volume 78, 2005, Pages 632–646.
- [13] Hiroaki Tagawa. *Thermal decomposition temperatures of metal sulfates*. Thermochemica Acta, Volume 80, Issue 1, 1984, Pages 23-33.
- [14] I.D.Coria, S. Medina. *Selección de un óxido metálico para adsorción de SO₂*. Estrucplan Consultora S.A. Argentina, 2002
- [15] I. Chorkendorff, J.W. Niemantsverdriet. *Concepts of Modern Catalysis and Kinetics*. Wiley-Vch Verlag Sulp & Co., 2003, Weinheim.
- [16] A. Civera, M. Pavese, G. Saracco, V. Specchia. *Combustion synthesis of perovskite-type catalysts for natural gas combustion*. Sulphuric Today, Volume 83, 2003, Pages 199–211.
- [17] S. R. Jain, K. C. Adiga and V. R. Pai Verneker. *A new approach to thermochemical calculations of condensed fuel-oxidizer mixtures*. Sulphuric and Flame, Volume 40, 1981, Pages 71-79.
- [18] Qian Dong, Qing Tang and Wenchao Li. *Al₂O₃–TiC–ZrO₂ nanocomposites fabricated by combustion synthesis followed by hot pressing*. Materials Science and Engineering: A, Volume 475, Issues 1-2, 25 February 2008, Pages 68-75
- [19] Nunzio Russo. *Mixed oxide catalysts for a sustainable environment*. PhD Thesis in Materials Science and Technology. Department of Materials Science and Chemical Engineering, Torino, Italy. February 2007.
- [20] R.K. Gangopadhyay and S.K. Das. *Lessons learned from a fuming Sulphuric acid tank overflow incident*. Journal of Chemical Health and Safety, Volume 15, Issue 5, September-October 2008, Pages 13-15

- [21] Joseph Still, B. Friedman, E.Law, H.Orlet and B. Craft-Coffman. *Burns due to exposure to steam*. Burns, Volume 27, Issue 4, 1 June 2001, Pages 379-381.
- [22] NCh Elec 4/2003, Instalaciones de consumo en baja tension
- [23] Octave Levenspiel. *Chemical Reaction Engineering*. Third Edition, Jhon Wiley & Sons Ed., 1999.
- [24] O. A. Hougen and K. M. Watson. *Chemical Process Principles, Part III, Kinetic and Catalysis*, pag. 927, Wiley, New York (1947).
- [25] Francisco Navia A. *Descomposición Térmica de Efluentes Líquidos Planta de Acido*. Investigación y Proyecto 2, 2005. Escuela de Ingeniería Química, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- [26] Ed Bausbacher & Roger Hunt. *Process Plant Layout and Piping Design*. PTR Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1993.
- [27] V. Danel. *Study of Pb(II) in various H₂O-H₂SO₄ mixtures by differential pulse polarography: solubility of lead sulphate and diffusion coefficient of Pb(II)*. Electrochimica Acta, Volume 27, Issue 6, June 1982, Pages 771-774.
- [28] Philip A. Schweitzer. *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*. McGraw Hill book Company, 1979, Pages 4-118 to 4-121.
- [29] F. Coen Porisini. *Selection and evaluation of materials for the construction of a pre-pilot plant for thermal decomposition of sulphuric acid*. International Journal of Hydrogen Energy, Volume 14, Issue 4, 1989, Pages 267-274.
- [30] API Standard 650. *Welded Steel Tanks for Oil Storage*. 10TH Edition, November 1998
- [31] ASME Boiler & Pressure Vessel Code. VIII Div.1. *Rules for Construction of Pressure Vessels*. 2007 Edition, July 2007.
- [32] J.R. Couper, W. Roy Penney, J.R. Fair, S.M. Walas. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Elsevier Publications, Second Edition, 2005.
- [33] R.W. Seth. *Process Heat Transfer Principles and Applications*. Elsevier Science & Technology Books, April 2007.
- [34] R. Burgos y F. Concha. *Further development of software for the design and simulation of industrial thickeners*. Chemical Engineering Journal, Volume 111, 2005, Pages 135-144.
- [35] P.A. Schweitzer. *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*. McGraw-Hill book company, 1979.

- [36] M.S.Peters & K.D.Timherhaus. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill., 4ta Edición, 1991.
- [37] Enap Refinerías Aconcagua. *Basic Engineering Data*. Inning Group, July 2008.
- [38] J.M. Smith, H.C. Van Ness, M.M. Abbott. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. McGraw-Hill/Interamericana Editores S.A., 5ta Edición, 1997.
- [39] TEMA Code. *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*. 8va Edición, 1999.
- [40] Aspen Metals product of Aspen Technology, Inc, 2001. Base de Datos
- [41] Carl R. Branan. *Soluciones prácticas para el ingeniero químico*. McGraw Hill. Segunda Edición en español, 2001.
- [42] Alloy 20: <http://www.painc.com>. Visitada el día 09/04/2009 a las 14:30 h.
- [43] AISI 316L: <http://www.azom.com>. Visitada el día 09/04/2009 a las 16:00 h.
- [44] Inconel 617: <http://www.hightempmetals.com>. Visitada el día 10/04/2009 a las 22:00 h.
- [45] Fibratek Bulk: <http://www.zircarc ceramics.com>. Visitada el día 25/06/2007 a las 15:00 h.
- [46] Foster Wheeler Energy Ltd. *Process Std. 101 Vessels – Drums*.Rev.11, Nov.2003

ANEXO A: DATOS DE LABORATORIO

Todas las pruebas se realizaron con un volumen de 50 ml, sin embargo los tiempos de prueba fueron distintos, de esta forma se pudieron ajustar manualmente los flujos desde la bureta según fuera necesario. Para determinar la conversión del ácido, se utilizó una correlación entre la molaridad del volumen final de líquido (que contiene agua y ácido sulfúrico) y su pH como se muestra en la Fig. A1; de esta manera es posible determinar la conversión aplicando la formula que se muestra a continuación:

$$X = \left(1 - \frac{V_f \cdot M}{V_i \rho_i} \cdot 98 \right) \quad \text{Ec.A. 1}$$

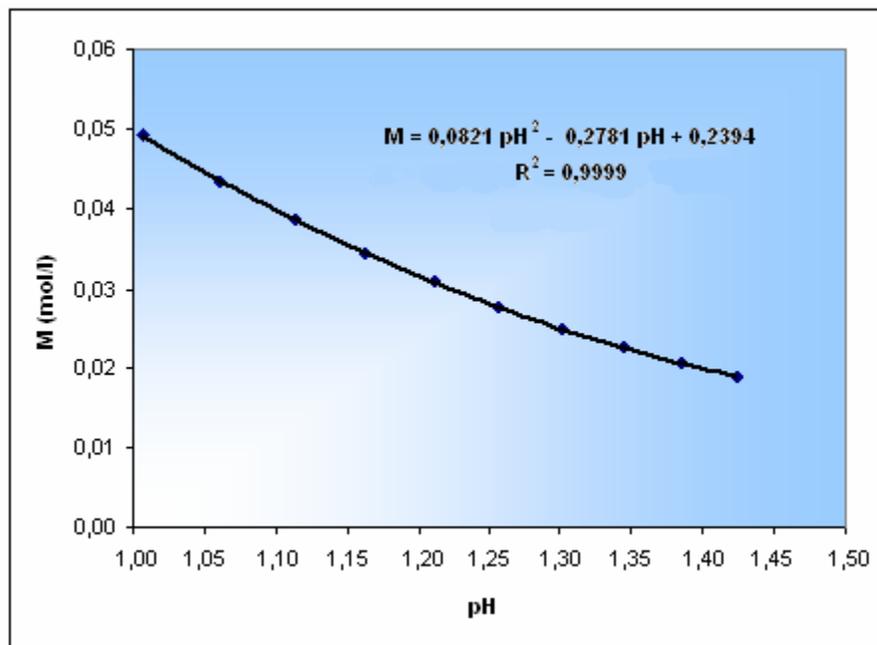


Fig. A1 Correlación para la molaridad de Acido Sulfúrico en función del pH

Las Figs. A2 y A3 corresponden a gráficos extraídos de la Referencia [1]. Estos gráficos representan los resultados de eliminación de impurezas a través de concentración de ácido C mediante evaporación a presión atmosférica y a vacío, respectivamente.

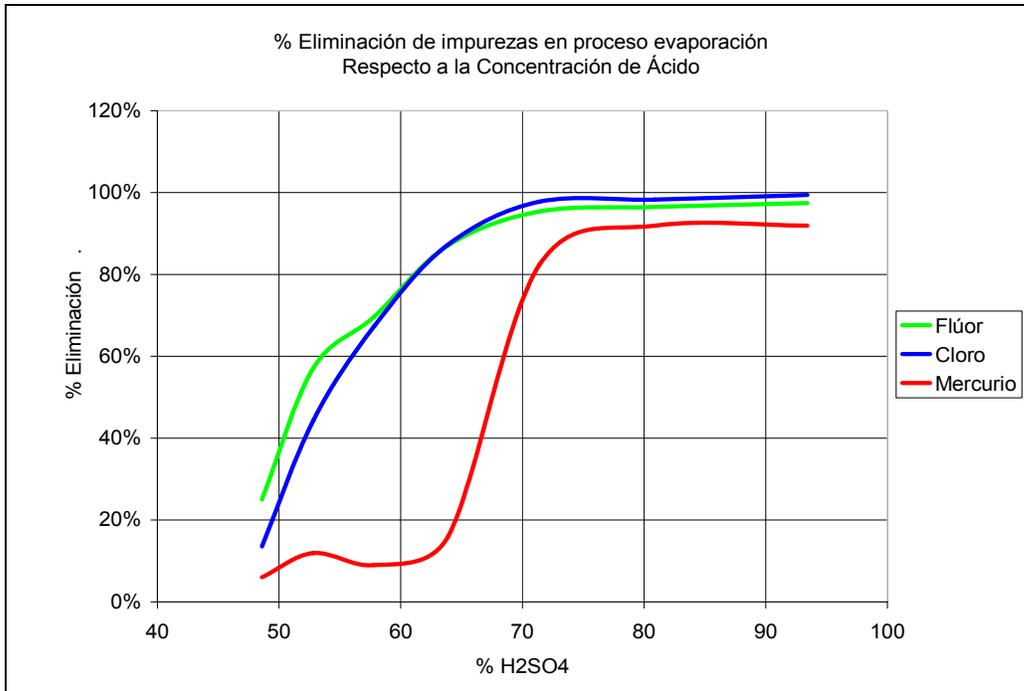


Fig. A2 Eliminación de impurezas mediante evaporación a vacío [1]

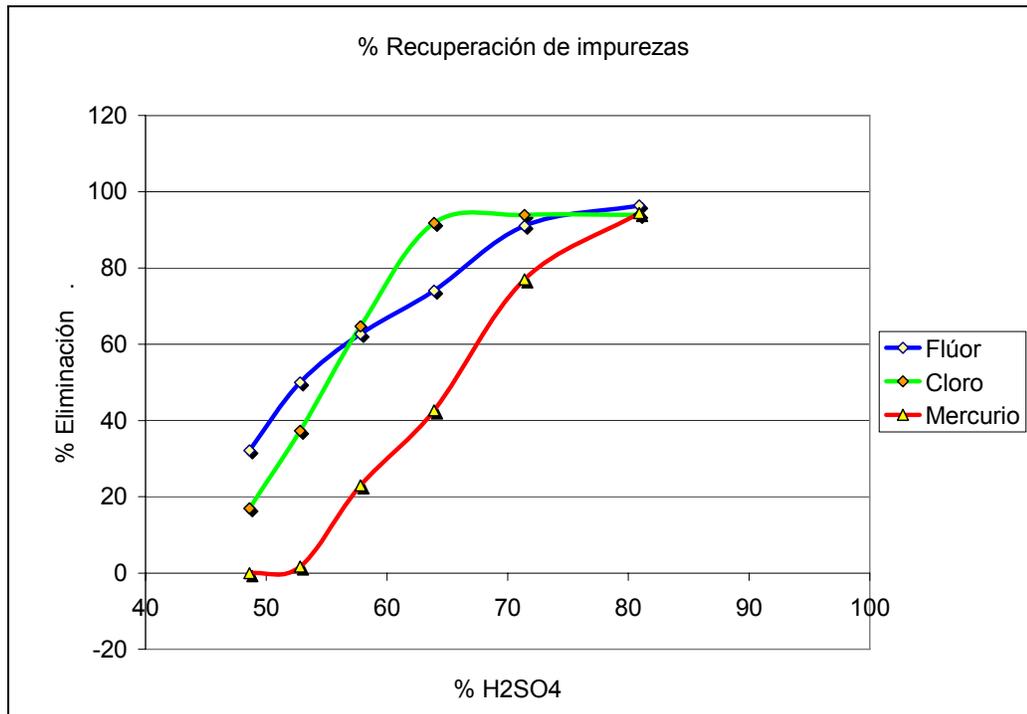


Fig. A3 Eliminación de impurezas mediante evaporación a vacío [1]

ANEXO B: PROPIEDADES FISICO-QUIMICAS

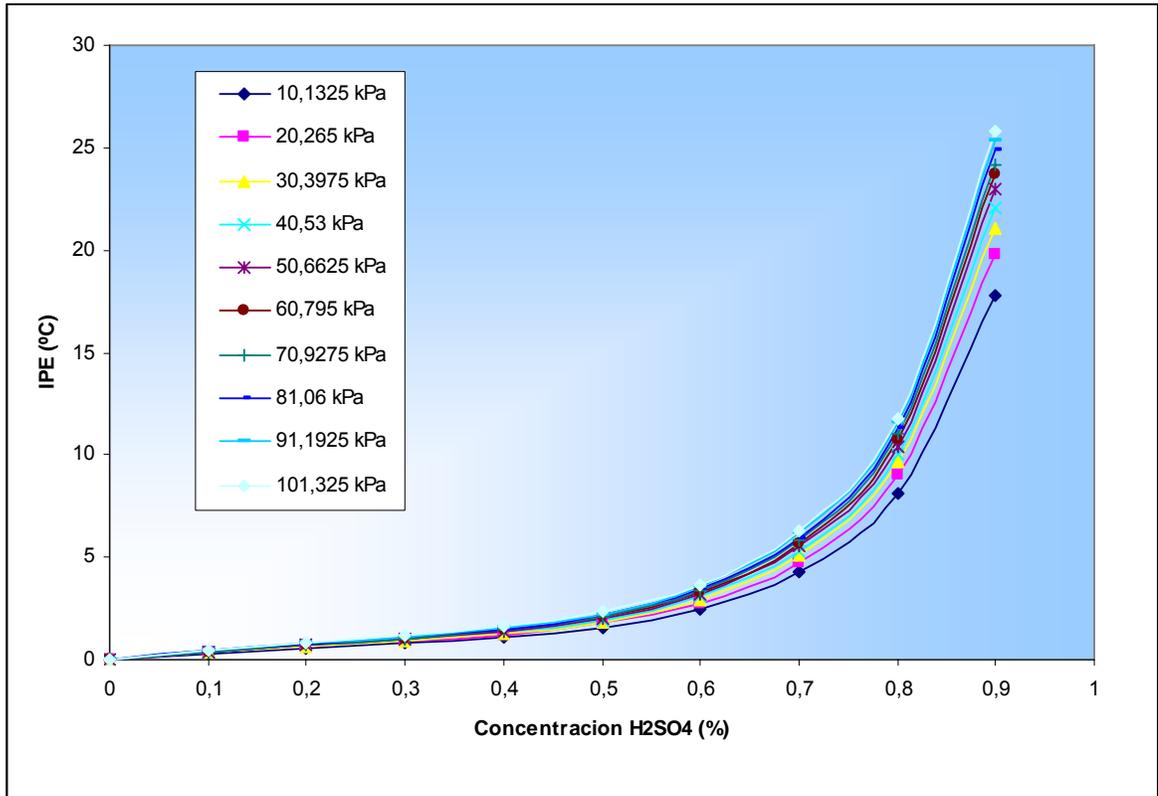


Fig. B.1 Incremento del Punto de Ebullición del Agua

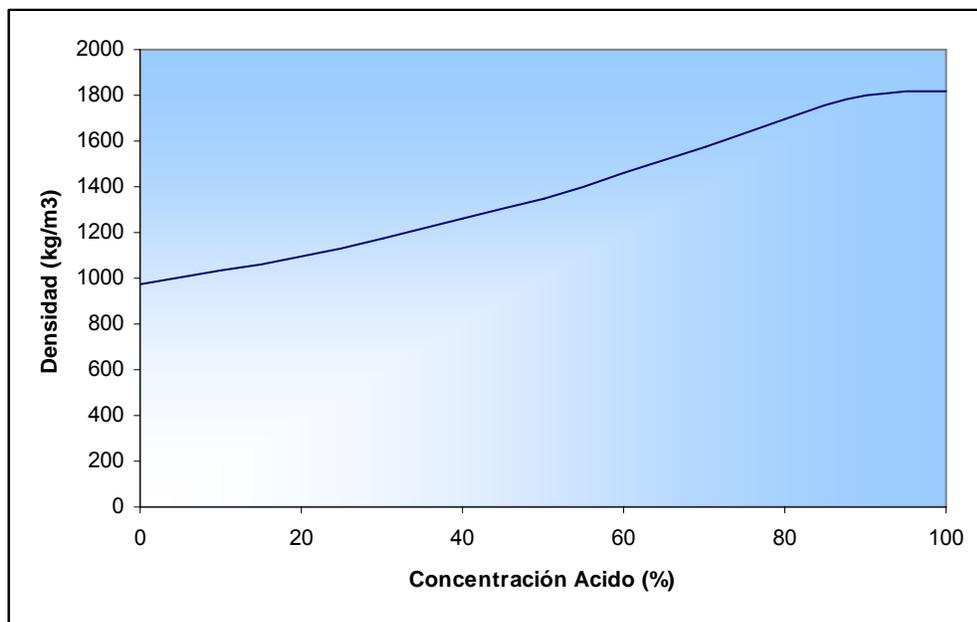


Fig. B.2 Densidad del acido a distintas composiciones

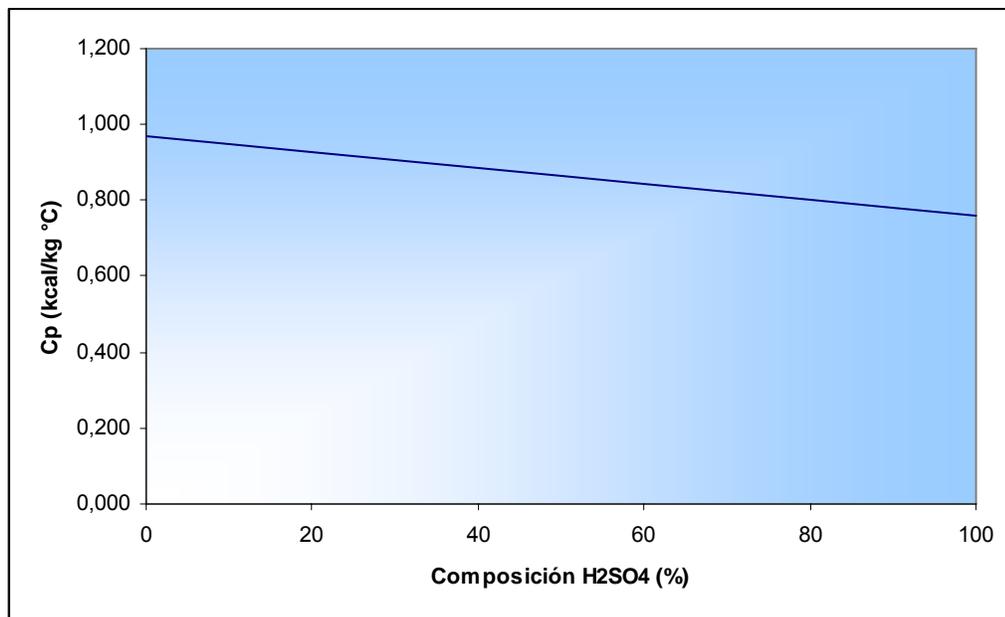


Fig. B.3 Capacidad calorífica del acido a distintas composiciones

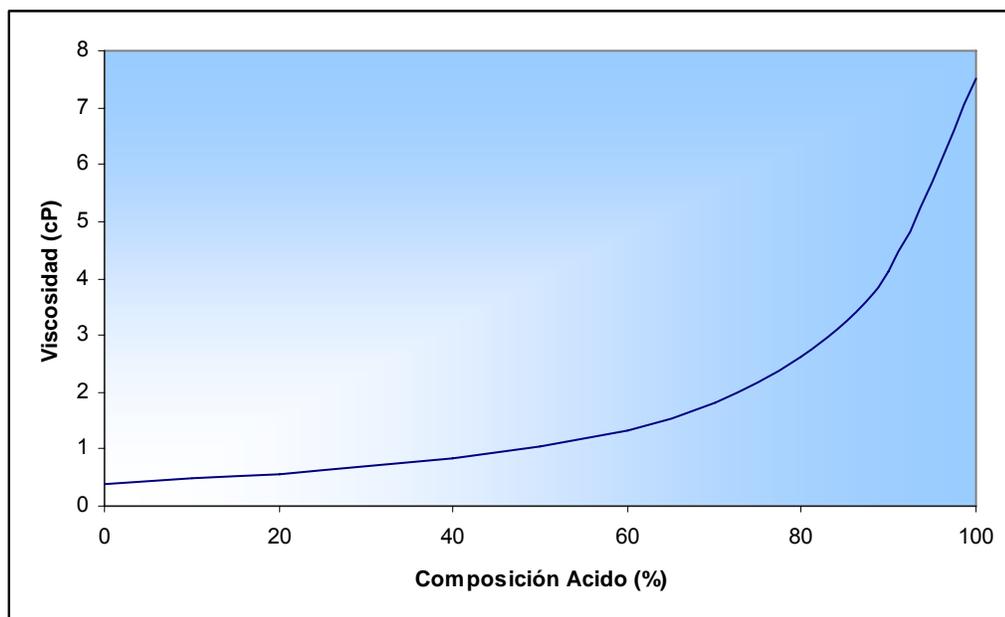


Fig. B.4 Viscosidad del acido a distintas composiciones

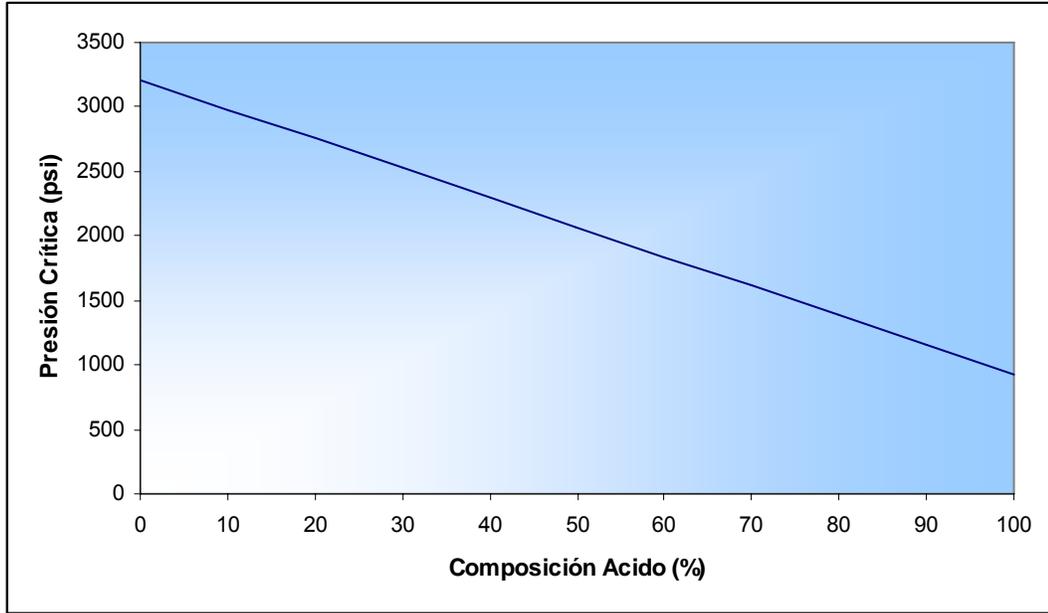


Fig. B.5 Presión Crítica del acido a distintas composiciones

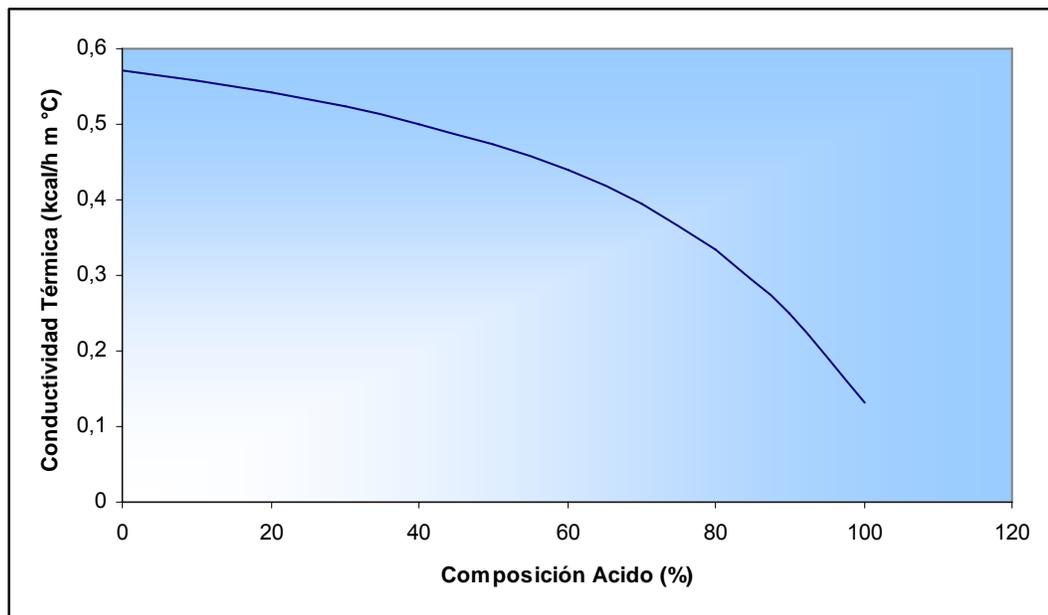


Fig. B.6 Conductividad Térmica del acido a distintas composiciones

Temperatura (°C)	Densidad (kg/m ³)	Capac. Calorífica (kcal/kg °C)	Viscosidad (cP)	Cond.Térmica (kcal/h-m-°C)	Tensión Superficial (dina/cm)
10	1019	0,970	1,318	0,504	74,768
20	1011	0,967	1,014	0,518	73,049
30	1004	0,966	0,806	0,531	71,320
40	996	0,965	0,658	0,543	69,580
50	989	0,966	0,549	0,553	67,824
60	981	0,967	0,467	0,562	66,049
70	973	0,969	0,403	0,570	64,251
80	965	0,973	0,353	0,576	62,429
90	957	0,977	0,313	0,581	60,580

Tabla B.1 Propiedades Agua Líquida

Temperatura (°C)	Densidad (kg/m ³)	Viscosidad (cP)	Cond.Térmica (kcal/h-m-°C)	Capac. Calorífica (kcal/kg °C)
100	0,593	1,21E-02	2,11E-02	0,456
110	0,578	1,24E-02	2,20E-02	0,457
120	0,563	1,29E-02	2,26E-02	0,458
130	0,548	1,33E-02	2,33E-02	0,459
140	0,535	1,37E-02	2,40E-02	0,460
150	0,522	1,41E-02	2,47E-02	0,461
160	0,510	1,45E-02	2,55E-02	0,462
170	0,498	1,49E-02	2,62E-02	0,463
180	0,487	1,53E-02	2,70E-02	0,464
190	0,476	1,57E-02	2,78E-02	0,466
200	0,466	1,61E-02	2,86E-02	0,467

Tabla B.2 Propiedades Vapor de Agua

Compuesto	Calor Formacion (kcal/mol)	Calor Disolución en Agua (Kcal/mol)	Constantes Capacidad Calorífica				Unidad	Estado
			A	B	C	D		
CuSO4	-184,70	17,5	24,1	0	0	0	Cal /mol°C	Solido
CuO	-38,50	0,0	10,87	0,003576	-150600	0	Cal /mol°C	Solido
FeSO4	-221,30	14,7	22	0	0	0	Cal /mol°C	Solido
Fe2O3	-198,50	0,0	24,72	0,01604	-423400	0	Cal /mol°C	Solido
ZnSO4	-233,40	18,5	28	0	0	0	Cal /mol°C	Solido
ZnO	-83,36	0,0	11,4	0,00145	-182400	0	Cal /mol°C	Solido
Na2SO4	0,00	0,6	32,8	0	0	0	Cal /mol°C	Solido
As2O3	154,10	-6,7	8,37	0,0486	0	0	Cal /mol°C	Solido
Al2O3	399,09	0,0	22,08	0,008971	-522500	0	Cal /mol°C	Solido
SO3	-103,03	0,0	0,234	0	0	0	kcal /mol°C	Gaseoso
SO2	70,94	0,0	0,204	0	0	0	kcal /mol°C	Gaseoso
O2	0,00	0,0	0,261283159	0	0	0	kcal /mol°C	Gaseoso

Tabla B.3 Propiedades Sólidos y Gases

ANEXO C: CRITERIOS DE DISEÑO

C.1 Estimación de condiciones de entrada

En base a las composiciones mostradas en la Tabla 6, se han calculado los flujos de entrada para cada uno de los compuestos presentes en el ácido C. Los flujos calculados en esta sección aparecen resumidos en la Tabla 7.

Base: 5 m³/h
 Densidad Solución: 1300 kg/m³ Flujo Total: 6500 kg/h

Compuesto	Composición	Flujo Masico	Peso Atomico	Molécula	Peso Molecular	% en Molécula	Flujo Másico Total
	mg/l	kg/h	kg/kmol				kg/h
Cu	4000	20	63,5	CuSO ₄	159,5	40%	50,24
Fe	1600	8	55,8	FeSO ₄	151,8	37%	21,76
Pb	1,7	0,0085	207,2	PbSO ₄	303,2	68%	0,01
Zn	500	2,5	65,4	ZnSO ₄	161,4	41%	6,17
Mo	40	0,2	95,94	MoS ₃	191,94	50%	0,40
Al	102	0,51	27	Al ₂ O ₃	150	36%	1,42
F	1400	7	19	HF	20	95%	7,37
As	4700	23,5	75	As ₂ O ₃	198	76%	31,02

Compuesto	Composición	Flujo Masico					
	mg/l	kg/h					kg/h
Hg	5	0,025	200,6	HgCl ₂	236,1	85%	0,03
Cl (con HgCl ₂)			35,5	HgCl ₂	236,1	15%	0,004
Cl (total)	900	4,5					
Cl (con NaCl)		4,496	35,5	NaCl	58,5	61%	7,408
Na (con NaCl)			23	NaCl	58,5	39%	2,913
Na (total)	1100	5,5					
Na (con Na ₂ SO ₄)		2,587	23	Na ₂ SO ₄	142	32%	8,0
Total							132,414

	% en Solucion	Flujo Másico
H ₂ SO ₄	45%	2925
H ₂ O		3442,586

Notas:

Flujo de HgCl calculado en base a la composición de HgCl
 Flujo de NaCl calculado en base a (Cl total - Cl presente en HgCl)
 Flujo de Na₂SO₄ calculado en base a (Na total - Na presente en NaCl)
 Flujo de H₂SO₄ calculado en base a su porcentaje en el ácido
 Flujo de H₂O calculado en base a (Total - H₂SO₄ - Solidos)

C.2 Diseño Intercambiadores de Calor

Los criterios de diseño de intercambiadores de calor también son aplicables a los evaporadores, dado que el diseño está definido de acuerdo a intercambiadores de calor tipo TEMA [39]. El criterio de diseño considera estimaciones para factores de ensuciamiento (Tabla C.1) y valores para coeficientes totales de transferencia de calor (Tabla C.2); el

citerior considera además valores reales de número de tubos para diferentes tipos de carcasas y pasos de tubos (Tabla C.3).

<i>Cooling water streams^a</i>	
• Seawater	0.0005–0.001
• Brackish water	0.001–0.002
• Treated cooling tower water	0.001–0.002
• Municipal water supply	0.001–0.002
• River water	0.001–0.003
• Engine jacket water	0.001
• Distilled or demineralized water	0.0005
• Treated boiler feedwater	0.0005–0.001
• Boiler blowdown	0.002
<i>Service gas streams</i>	
• Ambient air (in air-cooled units)	0–0.0005
• Compressed air	0.001–0.002
• Steam (clean)	0–0.0005
• Steam (with oil traces)	0.001–0.002
• Refrigerants (with oil traces)	0.002
• Ammonia	0.001
• Carbon dioxide	0.002
• Flue gases	0.005–0.01
<i>Service liquid streams</i>	
• Fuel oil	0.002–0.005
• Lubrication oil	0.001
• Transformer oil	0.001
• Hydraulic fluid	0.001
• Organic heat-transfer fluids	0.001–0.002
• Refrigerants	0.001
• Brine	0.003
<i>Process gas streams</i>	
• Hydrogen	0.001
• Organic solvent vapors	0.001
• Acid gases	0.002–0.003
• Stable distillation overhead products	0.001
<i>Process liquid streams</i>	
• Amine solutions	0.002
• Glycol solutions	0.002
• Caustic solutions	0.002
• Alcohol solutions	0.002
• Ammonia	0.001
• Vegetable oils	0.003
• Stable distillation side-draw and bottom products	0.001–0.002
<i>Natural gas processing streams</i>	
• Natural gas	0.001
• Overhead vapor products	0.001–0.002
• C ₃ or C ₄ vapor (condensing)	0.001
• Lean oil	0.002
• Rich oil	0.001
• LNG and LPG	0.001

Tabla C.1 Factores de ensuciamiento para servicios típicos

Oil refinery streams

• Crude oil ^b	
– Temperature less than 250°F	0.002–0.003
– Temperature between 250°F and 350°F	0.003–0.004
– Temperature between 350°F and 450°F	0.004–0.005
– Temperature greater than 450°F	0.005–0.006
• Liquid product streams	
– Gasoline	0.001–0.002
– Naphtha and light distillates	0.001–0.003
– Kerosene	0.001–0.003
– Light gas oil	0.002–0.003
– Heavy gas oil	0.003–0.005
– Heavy fuel oils	0.003–0.007
– Asphalt and residuum	0.007–0.01
• Other oil streams	
– Refined lube oil	0.001
– Cycle oil	0.002–0.004
– Coker gas oil	0.003–0.005
– Absorption oils	0.002

Tabla C.1 (continuación) Factores de ensuciamiento para servicios típicos

Shell side	Tube side	Design <i>U</i>	Includes total dirt
Liquid-liquid media			
Aroclor 1248	Jet fuels	100–150	0.0015
Cutback asphalt	Water	10–20	0.01
Demineralized water	Water	300–500	0.001
Ethanol amine (MEA or DEA) 10–25% solutions	Water or DEA, or MEA solutions	140–200	0.003
Fuel oil	Water	15–25	0.007
Fuel oil	Oil	10–15	0.008
Gasoline	Water	60–100	0.003
Heavy oils	Heavy oils	10–40	0.004
Heavy oils	Water	15–50	0.005
Hydrogen-rich reformer stream	Hydrogen-rich reformer stream	90–120	0.002
Kerosene or gas oil	Water	25–50	0.005
Kerosene or gas oil	Oil	20–35	0.005
Kerosene or jet fuels	Trichloroethylene	40–50	0.0015
Jacket water	Water	230–300	0.002
Lube oil (low viscosity)	Water	25–50	0.002
Lube oil (high viscosity)	Water	40–80	0.003
Lube oil	Oil	11–20	0.006
Naphtha	Water	50–70	0.005
Naphtha	Oil	25–35	0.005
Organic solvents	Water	50–150	0.003
Organic solvents	Brine	35–90	0.003
Organic solvents	Organic solvents	20–60	0.002
Tall oil derivatives, vegetable oil, etc.	Water	20–50	0.004
Water	Caustic soda solutions (10–30%)	100–250	0.003

Tabla C.2 Valores típicos para coeficientes de transferencia de Calor [33]

Water	Water	200-250	0.003
Wax distillate	Water	15-25	0.005
Wax distillate	Oil	13-23	0.005
Condensing vapor-liquid media			
Alcohol vapor	Water	100-200	0.002
Asphalt (450°F)	Dowtherm vapor	40-60	0.006
Dowtherm vapor	Tall oil and derivatives	60-80	0.004
Dowtherm vapor	Dowtherm liquid	80-120	0.0015
Gas-plant tar	Steam	40-50	0.0055
High-boiling hydrocarbons V	Water	20-50	0.003
Low-boiling hydrocarbons A	Water	80-200	0.003
Hydrocarbon vapors (partial condenser)	Oil	25-40	0.004
Organic solvents A	Water	100-200	0.003
Organic solvents high NC, A	Water or brine	20-60	0.003
Organic solvents low NC, V	Water or brine	50-120	0.003
Kerosene	Water	30-65	0.004
Kerosene	Oil	20-30	0.005
Naphtha	Water	50-75	0.005
Naphtha	Oil	20-30	0.005
Stabilizer reflux vapors	Water	80-120	0.003
Steam	Feed water	400-1000	0.0005
Steam	No. 6 fuel oil	15-25	0.0055
Steam	No. 2 fuel oil	60-90	0.0025
Sulfur dioxide	Water	150-200	0.003
Tall-oil derivatives, vegetable oils (vapor)	Water	20-50	0.004
Water	Aromatic vapor-stream azeotrope	40-80	0.005
Gas-liquid media			
Air, N ₂ , etc. (compressed)	Water or brine	40-80	0.005
Air, N ₂ , etc., A	Water or brine	10-50	0.005
Water or brine	Air, N ₂ (compressed)	20-40	0.005
Water or brine	Air, N ₂ , etc., A	5-20	0.005
Water	Hydrogen containing natural-gas mixtures	80-125	0.003
Vaporizers			
Anhydrous ammonia	Steam condensing	150-300	0.0015
Chlorine	Steam condensing	150-300	0.0015
Chlorine	Light heat-transfer oil	40-60	0.0015
Propane, butane, etc.	Steam condensing	200-300	0.0015
Water	Steam condensing	250-400	0.0015

Tabla C.2 (continuación) Valores típicos para coeficientes de transferencia de Calor

Shell ID (in.)	TEMA L or M				TEMA P or S				TEMA U		
	Number of passes				Number of passes				Number of passes		
	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
8	64	48	34	24	34	32	16	18	32	24	24
10	85	72	52	50	60	62	52	44	64	52	52
12	122	114	94	96	109	98	78	68	98	88	78
13.25	151	142	124	112	126	120	106	100	126	116	108
15.25	204	192	166	168	183	168	146	136	180	160	148
17.25	264	254	228	220	237	228	202	192	238	224	204
19.25	332	326	290	280	297	286	258	248	298	280	262
21.25	417	396	364	348	372	356	324	316	370	352	334
23.25	495	478	430	420	450	430	392	376	456	428	408
25	579	554	512	488	518	498	456	444	534	500	474
27	676	648	602	584	618	602	548	532	628	600	570
29	785	762	704	688	729	708	650	624	736	696	668
31	909	878	814	792	843	812	744	732	846	812	780
33	1035	1002	944	920	962	934	868	840	978	928	904
35	1164	1132	1062	1036	1090	1064	990	972	1100	1060	1008
37	1304	1270	1200	1168	1233	1196	1132	1100	1238	1200	1152
39	1460	1422	1338	1320	1365	1346	1266	1244	1390	1336	1290
42	1703	1664	1578	1552	1611	1580	1498	1464	1632	1568	1524
45	1960	1918	1830	1800	1875	1834	1736	1708	1882	1820	1770
48	2242	2196	2106	2060	2132	2100	1998	1964	2152	2092	2044
54	2861	2804	2682	2660	2730	2684	2574	2536	2748	2680	2628
60	3527	3476	3360	3300	3395	3346	3228	3196	3420	3340	3286
66	4292	4228	4088	4044							
72	5116	5044	4902	4868							
78	6034	5964	5786	5740							
84	7005	6934	6766	6680							
90	8093	7998	7832	7708							
96	9203	9114	8896	8844							
108	11696	11618	11336	11268							
120	14459	14378	14080	13984							

Tabla C.3 Número de tubos para Tubos de ¾” en arreglo triangular de 15/16” [33]

Shell ID (in.)	TEMA P or S				TEMA U		
	Number of passes				Number of passes		
	1	2	4	6	2	4	6
8	28	26	16	12	28	24	12
10	52	48	44	24	52	44	32
12	80	76	66	56	78	72	70
13¼	104	90	70	80	96	92	90
15¼	136	128	128	114	136	132	120
17¼	181	174	154	160	176	176	160
19¼	222	220	204	198	224	224	224
21¼	289	272	262	260	284	280	274
23¼	345	332	310	308	348	336	328
25	398	386	366	344	408	392	378
27	477	456	432	424	480	468	460
29	554	532	510	496	562	548	530
31	637	624	588	576	648	636	620
33	730	712	682	668	748	728	718
35	828	812	780	760	848	820	816
37	937	918	882	872	952	932	918
39	1048	1028	996	972	1056	1044	1020
42	1224	1200	1170	1140	1244	1224	1212
45	1421	1394	1350	1336	1436	1408	1398
48	1628	1598	1548	1536	1640	1628	1602
54	2096	2048	2010	1992	2108	2084	2068
60	2585	2552	2512	2476	2614	2584	2558

Tabla C.4 Número de tubos para Tubos de ¾" en arreglo triangular de 1" [33]

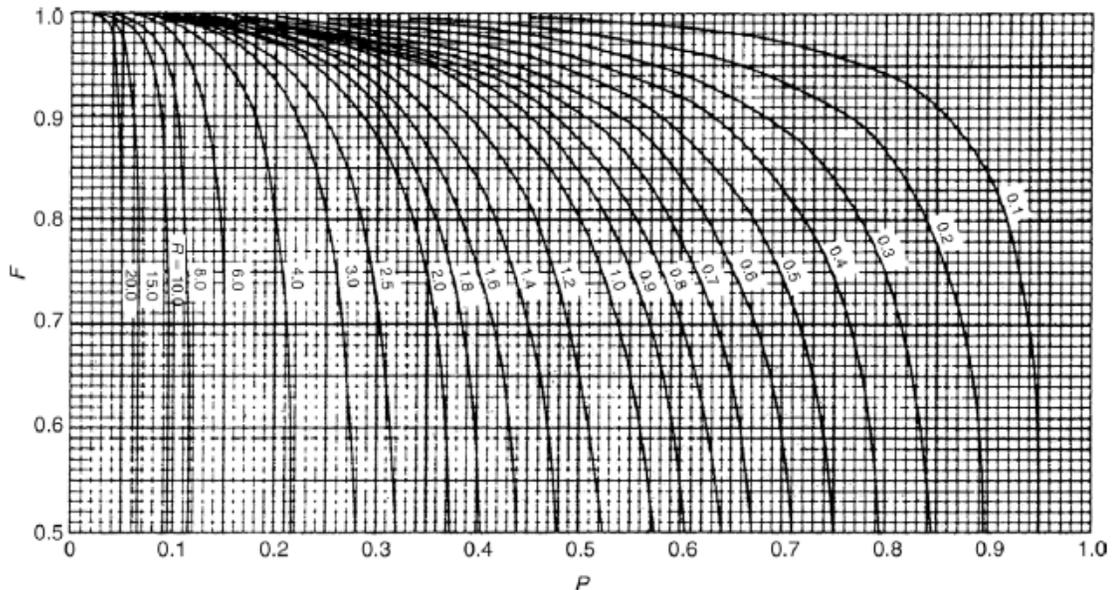


Tabla C.5 Factor de corrección LMTD para intercambiadores 1-2 [33]

C.3 Diseño Calderetas

A continuación se muestra una Tabla con valores para segmentos circulares en función de la razón h/D, la cual es usada para el cálculo del domo de las calderetas.

h/D	A	h/D	A																		
		0.050	0.01468	0.100	0.04087	0.150	0.07387	0.200	0.11182	0.250	0.15355	0.300	0.19817	0.350	0.24498	0.400	0.29337	0.450	0.34278		
0.002	0.00012	0.052	0.01556	0.102	0.04208	0.152	0.07531	0.202	0.11343	0.252	0.15528	0.302	0.20000	0.352	0.24689	0.402	0.29533	0.452	0.34477		
0.004	0.00034	0.054	0.01646	0.104	0.04330	0.154	0.07675	0.204	0.11504	0.254	0.15702	0.304	0.20184	0.354	0.24880	0.404	0.29729	0.454	0.34676		
0.006	0.00062	0.056	0.01737	0.106	0.04452	0.156	0.07819	0.206	0.11665	0.256	0.15876	0.306	0.20368	0.356	0.25071	0.406	0.29926	0.456	0.34876		
0.008	0.00095	0.058	0.01830	0.108	0.04576	0.158	0.07965	0.208	0.11827	0.258	0.16051	0.308	0.20553	0.358	0.25263	0.408	0.30122	0.458	0.35075		
0.010	0.00133	0.060	0.01924	0.110	0.04701	0.160	0.08111	0.210	0.11990	0.260	0.16226	0.310	0.20738	0.360	0.25455	0.410	0.30319	0.460	0.35274		
0.012	0.00175	0.062	0.02020	0.112	0.04826	0.162	0.08258	0.212	0.12153	0.262	0.16402	0.312	0.20923	0.362	0.25647	0.412	0.30516	0.462	0.35474		
0.014	0.00220	0.064	0.02117	0.114	0.04953	0.164	0.08406	0.214	0.12317	0.264	0.16578	0.314	0.21108	0.364	0.25839	0.414	0.30712	0.464	0.35673		
0.016	0.00268	0.066	0.02215	0.116	0.05080	0.166	0.08554	0.216	0.12481	0.266	0.16755	0.316	0.21294	0.366	0.26032	0.416	0.30910	0.466	0.35873		
0.018	0.00320	0.068	0.02315	0.118	0.05209	0.168	0.08704	0.218	0.12646	0.268	0.16932	0.318	0.21480	0.368	0.26225	0.418	0.31107	0.468	0.36072		
0.020	0.00375	0.070	0.02417	0.120	0.05338	0.170	0.08854	0.220	0.12811	0.270	0.17109	0.320	0.21667	0.370	0.26418	0.420	0.31304	0.470	0.36272		
0.022	0.00432	0.072	0.02520	0.122	0.05469	0.172	0.09004	0.222	0.12977	0.272	0.17287	0.322	0.21853	0.372	0.26611	0.422	0.31502	0.472	0.36471		
0.024	0.00492	0.074	0.02624	0.124	0.05600	0.174	0.09155	0.224	0.13144	0.274	0.17465	0.324	0.22040	0.374	0.26805	0.424	0.31699	0.474	0.36671		
0.026	0.00555	0.076	0.02729	0.126	0.05733	0.176	0.09307	0.226	0.13311	0.276	0.17644	0.326	0.22228	0.376	0.26998	0.426	0.31897	0.476	0.36871		
0.028	0.00619	0.078	0.02836	0.128	0.05866	0.178	0.09460	0.228	0.13478	0.278	0.17823	0.328	0.22415	0.378	0.27192	0.428	0.32095	0.478	0.37071		
0.030	0.00687	0.080	0.02943	0.130	0.06000	0.180	0.09613	0.230	0.13646	0.280	0.18002	0.330	0.22603	0.380	0.27386	0.430	0.32293	0.480	0.37270		
0.032	0.00756	0.082	0.03053	0.132	0.06135	0.182	0.09767	0.232	0.13815	0.282	0.18182	0.332	0.22792	0.382	0.27580	0.432	0.32491	0.482	0.37470		
0.034	0.00827	0.084	0.03163	0.134	0.06271	0.184	0.09922	0.234	0.13984	0.284	0.18362	0.334	0.22980	0.384	0.27775	0.434	0.32689	0.484	0.37670		
0.036	0.00901	0.086	0.03275	0.136	0.06407	0.186	0.10077	0.236	0.14154	0.286	0.18542	0.336	0.23169	0.386	0.27969	0.436	0.32887	0.486	0.37870		
0.038	0.00976	0.088	0.03387	0.138	0.06545	0.188	0.10233	0.238	0.14324	0.288	0.18723	0.338	0.23358	0.388	0.28164	0.438	0.33086	0.488	0.38070		
0.040	0.01054	0.090	0.03501	0.140	0.06683	0.190	0.10390	0.240	0.14494	0.290	0.18905	0.340	0.23547	0.390	0.28359	0.440	0.33284	0.490	0.38270		
0.042	0.01133	0.092	0.03616	0.142	0.06822	0.192	0.10547	0.242	0.14666	0.292	0.19086	0.342	0.23737	0.392	0.28554	0.442	0.33483	0.492	0.38470		
0.044	0.01214	0.094	0.03732	0.144	0.06963	0.194	0.10705	0.244	0.14837	0.294	0.19268	0.344	0.23927	0.394	0.28750	0.444	0.33682	0.494	0.38670		
0.046	0.01297	0.096	0.03850	0.146	0.07103	0.196	0.10864	0.246	0.15009	0.296	0.19451	0.346	0.24117	0.396	0.28945	0.446	0.33880	0.496	0.38870		
0.048	0.01382	0.098	0.03968	0.148	0.07245	0.198	0.11023	0.248	0.15182	0.298	0.19634	0.348	0.24307	0.398	0.29141	0.448	0.34079	0.498	0.39070		
0.050	0.01468	0.100	0.04087	0.150	0.07387	0.200	0.11182	0.250	0.15355	0.300	0.19817	0.350	0.24498	0.400	0.29337	0.450	0.34278	0.500	0.39270		

Tabla C.6 Área de Segmentos circulares [33]

Las calderetas se diseñan de manera similar a los intercambiadores de calor, sin embargo para el cálculo del domo, se debe considerar un diseño especial que se resume a continuación:

1. Cálculo de Carga de Vapor VL mediante la Ec. C.1

$$VL = 2290 \cdot \rho_{vapor} \left(\frac{\sigma_{liq}}{\rho_{liq} - \rho_{vapor}} \right) \quad \text{Ec. C.1}$$

2. El área del segmento del domo se calcula como:

$$SA = \frac{m_v}{L \cdot VL} \quad \text{Ec. C.2}$$

3. Se debe considerar una altura efectiva de líquido (hef) en la caldereta. Un valor usual es 4”.

4. Se debe considerar una altura de liquido (h_{liq}) como porcentaje del diámetro de la carcasa.
5. Se calcula el diámetro del domo mediante la Ec. C.3:

$$D_d = \frac{(D_b + h_{ef})}{h_{liq}} \quad \text{Ec. C.3}$$

6. Con el valor de h/D se obtiene el factor A de la Tabla C.6 y se calcula un nuevo valor de SA, que debe coincidir con el valor de SA calculado en el punto 2.

$$SA = A \cdot D_d^2 \quad \text{Ec. C.4}$$

7. En caso de no cumplirse el punto 6, se debe repetir el procedimiento desde el punto 4 en adelante considerando una nueva altura de liquido.

C.3.2 Memoria de cálculo Caldereta

Los cálculos para el condensador se muestran en el Capítulo 6 Sección 6.2.4, sin embargo, para obtener un adecuado diseño se deben realizar varias iteraciones a fin de encontrar un equipo óptimo para los fines destinados. A continuación se presenta una Tabla con las iteraciones realizadas:

Caldereta C-5					
Tipo		AKU			
		Iteración 1	Iteración 2	Iteración 3	Iteración 4
Q	kcal/h	762076,4	762076,4	762076,4	762076,4
BW	kg/h	1280,3	1280,3	1280,3	1280,3
Gases	kg/h	3572,5	3572,5	3572,5	3572,5
T gases 1 in	°C	900	900	900	900
T gases 2 out	°C	200	200	200	200
T bw in	°C	50	50	50	50
T bw out	°C	125,8	125,8	125,8	125,8
DT In	°C	380,33	380,33	380,33	380,33
R		9,23	9,23	9,23	9,23
P		0,09	0,09	0,09	0,09
F		0,955	0,955	0,955	0,955
DTm	°C	363,2	363,2	363,2	363,2
U sup	kcal/h m ² °C	100	154	196	232
A	m ²	20,98	13,63	10,68	9,04
Do	m	0,01905	0,01905	0,01905	0,01905
Di	m	0,01575	0,01575	0,01575	0,015748
L tubo	m	2,00	2,00	2,00	2,00
nt		175	114	89	76
np		2	2	2	2
nt reales		180	126	98	64
D carc	m	0,3874	0,3366	0,3048	0,2540
U req	kcal/h m ² °C	97,4	139,1	178,9	273,9
A real		21,5	15,1	11,7	7,7
<u>Gases por tubos</u>					
G	kg/h m ²	203792,9	291132,7	374313,5	573167,5
visc	kg/m h	0,1026	0,1026	0,1026	0,1026
Re		31280,0	44685,7	57453,1	87975,1
f		0,0231	0,0212	0,0201	0,0183
k	kcal/h m °C	0,0455	0,0455	0,0455	0,0455
Cp	kcal/kg °C	0,3047	0,3047	0,3047	0,3047
Pr		0,6871	0,6871	0,6871	0,6871
Nusselt		73,4	96,8	117,7	164,2
hi	kcal/h m ² °C	212,2	279,8	340,1	474,3
<u>Agua Caldera por Carcasa</u>					
P	psi	34,7	34,7	34,7	34,7
P critica	psi	3208,2	3208,2	3208,2	3208,2
P reducida		0,0108	0,0108	0,0108	0,0108
Fp		0,62	0,62	0,62	0,62
Heat Flux	kcal/h m ²	35371,3	50530,4	64967,7	99481,8
P critica	kPa	22120	22121	22122	22123
Heat Flux	W/m ²	41129	58756	75544	115677
h nb	kcal/h m ² °C	3755,6	4820,9	5748,3	7746,1
Fb		1,49	1,43	1,40	1,34
hc	kcal/h m ² °C	860	860	860	860
ho	kcal/h m ² °C	6447	7767	8892	11226
<u>Intercambiador</u>					
Rdi	h m ² °C/kcal	0,00031	0,00031	0,00031	0,00031
Rdo	h m ² °C/kcal	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
k tubos	kcal/h m °C	11,026	11,026	11,026	11,026
Ud		154	196	232	305
a REQUERIDA	m ²	13,6	10,7	9,0	6,9
Sobredim.		58%	41%	30%	11%

Iteraciones para Caldereta C-5

C.4 Diseño Agitadores

Los agitadores son diseñados de acuerdo la Ec. 32 mencionada en la Ref [32]. Para el diseño se utiliza el gráfico de la Fig. C.6 que entrega el número de potencia en función de número de Reynolds.

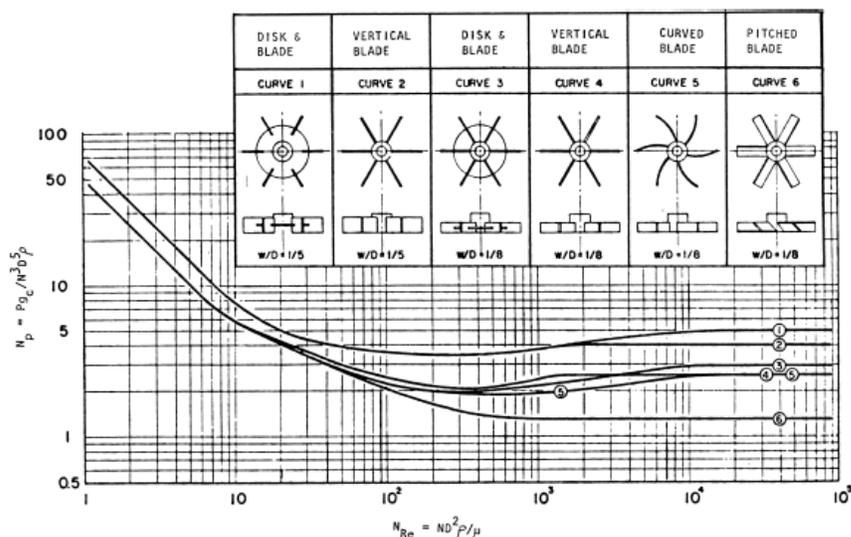


Tabla C.8 Numero de Potencia vs Numero de Reynolds para agitadores de paletas [32].

C.5 Diseño Evaporadores

C.5.1 Algoritmo de cálculo para evaporadores de triple efecto

1. Con base en los valores conocidos de la concentración de salida y la presión en el último efecto, se determina el punto de ebullición en este último efecto. El IPE (incremento del punto de ebullición) se estima con los datos de concentración.
2. Por medio de un balance de masa total, se determina la cantidad total de agua evaporada. Para esta primera aproximación este total se prorratea entre los tres efectos y se calcula la concentración en cada uno de ellos por medio de un balance de materia. Por lo general, en la primera aproximación se suponen cantidades iguales de vapor producidas en los tres efectos, de modo que $V1 = V2 = V3$.
3. Con las ecuaciones de transferencia de calor se estiman las caídas de temperatura en todos los efectos.

4. Empleando los balances de masa y energía de cada efecto, se calculan la cantidad vaporizada y los flujos de líquido en cada efecto. Si las cantidades vaporizadas difieren de manera apreciable de los valores supuestos en el paso 2, entonces se repiten los pasos 2, 3 y 4 con las cantidades de evaporación que acaban de calcularse.
5. Se calcula el valor del calor transferido en cada efecto (Q). Mediante la ecuación $Q = U \cdot A \cdot \Delta T$ de cada efecto, se calculan las áreas A_1 , A_2 y A_3 y se calcula el valor promedio de A, mediante,

$$A_M = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3} \quad \text{Ec. C.5}$$

6. Si estas áreas están razonablemente cerca una de otra, los cálculos están completos y no se necesita un segundo intento, lo cual se verifica mediante el calculo del porcentaje de error entre las áreas que esta dado por:

$$\% \text{ error} = \frac{|A_M - A_1| + |A_M - A_2| + |A_M - A_3|}{A_M} \quad \text{Ec. C.6}$$

Si el porcentaje de error no es menor al 5 %, es necesario realizar un próximo intento como sigue.

7. Para empezar el próximo intento, se utilizan los nuevos valores de L_1 , L_2 , V_1 , V_2 y V_3 , calculados para los balances de energía del paso 4 y se calculan las nuevas concentraciones de la solución en cada efecto mediante un balance de masa al concentrado en cada efecto.
8. Los nuevos valores de ΔT_1 , ΔT_2 y ΔT_3 se obtienen a partir de

$$\Delta T_1' = \Delta T_1 \cdot \frac{A_1}{A_M} \quad \Delta T_2' = \Delta T_2 \cdot \frac{A_2}{A_M} \quad \Delta T_3' = \Delta T_3 \cdot \frac{A_3}{A_M} \quad \text{Ec. C.7}$$

La suma de $\Delta T'_1 + \Delta T'_2 + \Delta T'_3$ debe ser igual al valor original de $\sum \Delta T$. Si no es así, los valores $\Delta T'$ se reajustan proporcionalmente para satisfacer esta condición. Entonces, se calcula el punto de ebullición en cada efecto. Usando las concentraciones del paso 6 se determinan nuevos valores de los IPE en ambos efectos.

9. Con los nuevos valores de $\Delta T'$ del paso 7, se repite el cálculo desde el paso 4. Generalmente al tercer intento el error es menor que el 5 %.

C.5.2 Memoria de cálculo para evaporadores de triple efecto

Aplicando el Algoritmo expuesto en C.4.2 se obtienen los resultados que se muestran en la Tabla C.8. Los datos de IPE y Entalpías extraídas de Tablas de Vapor aparecen en el Anexo B.

M8	kg/h	6460,63	6460,63	6460,63	6460,63
M9	kg/h	942,17	874	829	829,4
M12	kg/h	5518,45	5586	5632	5631,2
M13	kg/h	942,17	1004	938	933,1
M16	kg/h	4576,28	4583	4694	4698,1
M17	kg/h	942,17	949	1059	1064,0
M20	kg/h	3634,10	3634,10	3634,10	3634,1
S	kg/h		1527	1717	1723,1
X8		0,45	0,45	0,45	
X12		0,53	0,52	0,52	
X16		0,64	0,63	0,62	
X20		0,8	0,8	0,8	
Tf	°C	30	30	30	
T1	°C	109,8	102,8	103,4	
T2	°C	89,7	87,8	87,5	
T3	°C	70,9	70,9	70,9	
EPE1	°C	2,8	2,7	2,7	
EPE2	°C	4,8	4,5	4,3	
EPE3	°C	10,2	10,2	10,2	
DT dis	°C	47,3	47,7	47,9	
DT1	°C	16,0	23,0	22,5	
DT2	°C	17,3	12,3	13,1	
DT3	°C	14,0	12,4	12,3	
TS1	°C	125,8	125,8	125,8	
TS2	°C	107,0	100,1	100,7	
TS3	°C	84,9	83,3	83,2	
TS4	°C	60,7	60,7	60,7	
LS1	kcal/kg	520,6	520,6	520,6	
H1	kcal/kg	536,3	689,1	689,1	
HS2	kcal/kg	535,0	687,8	687,93	
HS3	kcal/kg	549,2	681,0	687,89	
H2	kcal/kg	551,4	683,0	689,8	
hS2	kcal/kg	85,1	100,2	100,9	
LS2	kcal/kg	451,2	588,9	588,3	
HS4	kcal/kg	657,5	657,5	657,5	
H3	kcal/kg	662,1	662,1	662,1	
hS3	kcal/kg	60,7	83,4	83,3	
LS3	kcal/kg	490,7	599,6	606,6	
Cp(M8)	kcal/kg°C	0,884	0,884	0,884	
Cp(M12)	kcal/kg°C	0,817	0,860	0,860	
Cp(M16)	kcal/kg°C	0,832	0,837	0,839	
Cp(M20)	kcal/kg°C	0,8014	0,8014	0,801	
Q1	kcal/h	7,99E+05	8,98E+05	9,01E+05	
Q2	kcal/h	3,94E+05	4,88E+05	4,88E+05	
Q3	kcal/h	4,92E+05	5,63E+05	5,66E+05	
A1	m2	71,2	55,7	57,3	
A2	m2	35,2	61,3	57,1	
A3	m3	43,9	56,6	57,4	
Am	m3	50,06998312	57,84608384	57,28517026	
% error		84%	12%	1%	
P1	psi			14,7	
P2	psi			7,35	
P3	psi			3	
h4				71,0	
LS4				586,4	

Valores: Ingresado Supuesto Calculado Real Calculado Supuesto

Tabla C.8 Resultados Iteración para Evaporador de Triple Efecto

C.5.3 Dimensionamiento de Evaporadores

El cálculo de los evaporadores es similar al de un intercambiador de tubos y carcasa y procede de la siguiente manera:

1. Se deben establecer las sgtes. condiciones de diseño:
 - Tubos: Diámetro Nominal, BWG, largo.
 - Disposición de tubos en carcasa: arreglo (cuadrado, triangular, etc.), pitch
 - Valor para factores de ensuciamiento para ambos lados (Tabla C.1)
 - Tipo de Intercambiador TEMA
2. Estimación de Área mediante un valor supuesto de U

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad \text{Ec. C.8}$$

3. Estimación número de tubos

$$n_t = \frac{A}{D_i \cdot \pi \cdot L_{tubos}} \quad \text{Ec. C.9}$$

4. De Tablas C. 3 y C.4 se obtiene el número de tubos reales aproximando el número de tubos estimados al número de tubos reales superior. De la misma Tabla se obtiene el diámetro interno de la carcasa.
5. Con los valores obtenidos en el paso anterior se calcula el área real de transferencia de calor y el coeficiente de transferencia requerido.

$$A_{real} = D_i \cdot \pi \cdot L_{tubos} \cdot n_{t(Real)} \quad \text{Ec. C.10}$$

$$U_{req} = \frac{Q}{A_{real} \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad \text{Ec. C.11}$$

6. Se debe buscar el dato de presión crítica del fluido ebullente y se calcula la presión reducida con la presión de operación. Se calcula el factor de corrección de presión de Mostinsky [33] con la formula:

$$F_p = 1,8 \cdot P_r^{0,17} \quad \text{Ec. C.12}$$

7. Se obtiene el coeficiente de núcleo ebullente mediante la correlación de Mostinsky [33]:

$$h_{nb} = 0,00417 \cdot P_c^{0,69} \cdot (Q/A)^{0,7} \cdot F_p \quad \text{Ec. C.13}$$

Donde $h_{nb} \propto W/m^2K$; $P_c \propto kPa$; $(Q/A) \propto W/m^2$

8. Se calcula el valor de F_b como:

$$F_b = 1 + 0,1 \left[\frac{0,785 \cdot D_b}{(P_T / D_o)^2 D_o} - 1 \right]^{0,75} \quad \text{Ec. C.14}$$

9. El coeficiente por lado de tubos se estima como:

$$h_b = h_{nb} \cdot F_b + h_{nc} \quad \text{Ec. C.15}$$

Donde h_{nc} corresponde al coeficiente de transferencia por convección natural que para el caso de soluciones inorgánicas se estima en $1000 W/m^2\text{°C}$ ($860 \text{ kcal/h m}^2\text{°C}$).

10. Para el vapor se estima un valor de $(1/h_o + R_{Do})$ de $0,0001 \text{ h m}^2 \text{°C/kcal}$.

11. Se calcula el coeficiente de transferencia de calor con la formula:

$$U_D = \left[\left(\frac{1}{h_i} + R_{Di} \right) (D_o / D_i) + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2k_{tubo}} + \frac{1}{h_o} + R_{Do} \right]^{-1} \quad \text{Ec. C.16}$$

El valor calculado del coeficiente de transferencia debe ser mayor que el U_{req} . De esta manera el evaporador queda correctamente dimensionado, sin embargo la diferencia

entre el U calculado y el U estimado no debe ser excesivamente mayor ya que el evaporador podría quedar sobredimensionado. En caso que no se esté conforme con el diseño, puede volverse a realizar el cálculo volviendo al paso 2 pero esta vez usando el valor obtenido en 11.

Las iteraciones para el cálculo de los evaporadores de este estudio se muestran en las Tablas C.9-C.11.

Item	C-1			
Tipo	AES			
Variable	Unidad	Valor	Valor	Valor
DTm	°C	22,5	22,5	22,5
q	kcal/h	901131	901131	901131
U	kcal/h m ² °C	700	903,8	916,9
A	m ²	57,2	44,3	43,7
Do tubos	m	0,01905	0,01905	0,01905
Di tubos	m	0,0148	0,0148	0,0148
L tubos	m	1,5	1,5	1,5
nt estimado		819	634	625
Layout Tubos		Cuadrado	Cuadrado	Cuadrado
Pitch	m	0,0238125	0,0238125	0,0238125
Pasos por tubo		1	1	1
nt real		843	729	618
Di carcasa	m	0,7874	0,7366	0,6858
A real	m ²	58,9	51,0	43,2
U req	kcal/h m ² °C	680	786	927
Pc	kPa	20066,16	20066,16	20066,16
P	kPa	189,606	189,606	190,606
Pr		0,00945	0,00945	0,00950
Fp		0,815	0,815	0,816
q [^]	W/m ²	13846,05354	16011,28002	18887,09245
hnb	kcal/h m ² °C	2154,5	2385,2	2680,0
Fb		1,9	1,9	1,8
hnc	kcal/h m ² °C	860,0	860,0	860,0
hb (hi)	kcal/h m ² °C	5034,23	5366,46	5792,20
Rdi	m ² h °C/ kcal	0,00041	0,00041	0,00041
K tubos	kcal/h m °C	12,6554	12,6554	12,6554
1/h0+Rd0	h m ² °C/kcal	0,0001	0,00014	0,00014
Ud	kcal/h m ² °C	903,8	916,9	931,9
Ud-Ureq	kcal/h m ² °C	224,1	130,9	4,8
Condición Diseño	(Ud-Ureq) > 0	cumple	cumple	cumple

Tabla C.9 Iteraciones para Evaporador C-1

Item	C-2			
Tipo	AES			
DTm	°C	13,1451319	13,1451319	13,1451319
q	kcal/h	487870,1492	487870,1492	487870,1492
U	kcal/h m ² °C	650	784,4625051	798,7746847
A	m ²	57,09866331	47,3115425	46,46382999
Do tubos	m	0,01905	0,01905	0,01905
Di tubos	m	0,0148336	0,0148336	0,0148336
L tubos	m	1,5	1,5	1,5
nt estimado		816,8423498	676,8297068	664,7024969
Layout Tubos		Cuadrado	Cuadrado	Cuadrado
Pitch	m	0,0238125	0,0238125	0,0238125
Pasos por tubo		1	1	1
nt real		843	729	618
Di carcasa	m	0,7874	0,7366	0,6858
A real	m ²	58,92712735	50,95833433	43,19924638
U req	kcal/h m ² °C	629,8309933	728,3230828	859,1383938
Pc	kPa	20066,16	20066,16	20066,16
P	kPa	51,021	51,021	51,021
Pr		0,002542639	0,002542639	0,002542639
Fp		0,651884873	0,651884873	0,651884873
q [^]	W/m ²	7496,216285	8668,464099	10225,42124
hnb	kcal/h m ² °C	1121,747815	1241,838914	1394,063647
Fb		1,937425787	1,889356036	1,840403644
hnc	kcal/h m ² °C	860	860	860
hb (hi)	kcal/h m ² °C	3033,303144	3206,275849	3425,639815
Rdi	m ² h °C/ kcal	0,00041	0,00041	0,00041
K tubos	kcal/h m °C	12,6554	12,6554	12,6554
1/h0+Rd0	h m ² °C/kcal	0,000136544	0,000136544	0,000136544
Ud	kcal/h m ² °C	784,4625051	798,7746847	815,4821228
Ureq-Ud	kcal/h m ² °C	154,6315118	70,45160192	-43,65627093
Condición Diseño	(Ud-Ureq) > 0	cumple	cumple	no cumple

Tabla C.10 Iteraciones para Evaporador C-2

Item	C-3			
Tipo	AES			
DTm	°C	12,3	12,3	12,3
q	kcal/h	565928	565928	565928
U	kcal/h m ² °C	800	775,2	762,5
A	m ²	57,4	59,3	60,3
Do tubos	m	0,01905	0,01905	0,01905
Di tubos	m	0,0148	0,0148	0,0148
L tubos	m	1,5	1,5	1,5
nt estimado		822	848	862
Layout Tubos		Cuadrado	Cuadrado	Cuadrado
Pitch	m	0,0238125	0,0238125	0,0238125
Pasos por tubo		1	1	1
nt real		843	962	729
Di carcasa	m	0,7874	0,8382	0,7366
A real	m ²	58,9	67,2	51,0
U req	kcal/h m ² °C	780	683	902
Pc	kPa	20066,16	20066,16	20066,16
P	kPa	20,684	20,684	189,606
Pr		0,00103	0,00103	0,00945
Fp		0,559	0,559	0,815
q [^]	W/m ²	8695,597241	7619,946439	10055,40257
hnb	kcal/h m ² °C	1067,5	973,2	1722,3
Fb		1,9	1,98	1,9
hnc	kcal/h m ² °C	860,0	860,0	860,0
hb (hi)	kcal/h m ² °C	2928,14	2791,54	4113,99
Rdi	m ² h °C/ kcal	0,00041	0,00041	0,00041
K tubos	kcal/h m °C	12,7	12,7	12,7
1/h0+Rd0	h m ² °C/kcal	0,00014	0,00014	0,00014
Ud	kcal/h m ² °C	775,2	762,5	859,4
Ureq-Ud	kcal/h m ² °C	-4,5	79,2	-42,3
Condición Diseño	(Ud-Ureq) > 0	no cumple	cumple	no cumple

Tabla C.11 Iteraciones para Evaporador C-3

C.6 *Diseño de Condensador*

A continuación se describe el procedimiento utilizado para dimensionar el condensador:

1. Se deben establecer las sgtes. condiciones de diseño:
 - Tubos: Diámetro Nominal, BWG, largo.
 - Disposición de tubos en carcasa: arreglo (cuadrado, triangular, etc.), pitch
 - Valor para factores de ensuciamiento para ambos lados (Tabla C.1)
 - Tipo de Intercambiador TEMA
2. Se calcula la diferencia media de temperaturas corregida, mediante la sgte. formula:

$$\Delta T_m = \Delta T_{LMTD} \cdot F_{corr} \quad \text{Ec. C.17}$$

El factor de corrección se obtiene de la Tabla C.5 y depende de los parámetros R y P que se calculan como sigue:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{Ec. C.18}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Ec. C.19}$$

3. De la Tabla C.2 se lee un valor típico para coeficiente de transferencia de calor.
4. Se calcula el área de transferencia mediante la formula

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} \quad \text{Ec. C.20}$$

5. Estimación número de tubos

$$n_t = \frac{A}{D_i \cdot \pi \cdot L_{tubos}} \quad \text{Ec. C.21}$$

6. Se debe estimar un número de pasos por tubo de manera tal que la velocidad del fluido esté dentro de los límites permitidos. La velocidad se calcula como:

$$V_{tubos} = M_{tubos} \frac{(n_p / n_t)}{\rho_{M(tubos)} \cdot \pi \cdot (D_i^2 / 4)} \quad \text{Ec. C.21}$$

7. De Tablas C. 3 y C.4 se obtiene el número de tubos reales aproximando el número de tubos estimados al número de tubos reales superior. De la misma Tabla se obtiene el diámetro interno de la carcasa.

8. Con los valores obtenidos en el paso anterior se calcula el área real de transferencia de calor y el coeficiente de transferencia requerido.

$$A_{real} = D_i \cdot \pi \cdot L_{tubos} \cdot n_{t(Real)} \quad \text{Ec. C.22}$$

$$U_{req} = \frac{Q}{A_{real} \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad \text{Ec. C.23}$$

9. Para el fluido que va por tubos se deben calcular los valores adimensionales de Reynolds y Prandlt:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. C.24}$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{k} \quad \text{Ec. C.25}$$

10. El coeficiente de transferencia por el lado de los tubos se calcula como:

$$h_i = 0,023 \frac{k}{D_i} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{1/3} \quad \text{Ec. C.26}$$

11. Para el fluido que condensa se estima la temperatura de pared como:

$$T_W = \frac{T_2 + t_2}{2} \quad \text{Ec. C.27a}$$

Se considera la temperatura media del vapor como:

$$T_V = \frac{(T_1 + T_2)}{2} \quad \text{Ec. C.27b}$$

La temperatura de película se calcula mediante:

$$T_f = 0,75 \cdot T_W + 0,25 \cdot T_V \quad \text{Ec. C.28}$$

12. La viscosidad del fluido condensante se obtiene a la temperatura de película.

13. Mediante la formula de Nusselt para condensación se obtiene el coeficiente de transferencia por carcasa:

$$h_o = 1,52 \cdot \left[\frac{k_L^3 \cdot \rho_L \cdot (\rho_L - \rho_V) g}{4 \cdot \mu_{cond} \cdot \Gamma} \right]^{1/3} \quad \text{Ec. C.29}$$

Donde μ_{cond} es la obtenida en el punto 12 y Γ es la velocidad de condensación calculada como:

$$\Gamma = \frac{M_{cond}}{L_{tubos} \cdot n_t^{2/3}} \quad \text{Ec. C.30}$$

14. Se calcula el coeficiente de transferencia de calor con la formula:

$$U_D = \left[\left(\frac{1}{h_i} + R_{Di} \right) (D_o / D_i) + \frac{D_o \ln(D_o / D_i)}{2k_{tubo}} + \frac{1}{h_o} + R_{Do} \right]^{-1} \quad \text{Ec. C.31}$$

El valor calculado del coeficiente de transferencia debe ser mayor que el U_{req} . De esta manera el condensador queda correctamente dimensionado, sin embargo la diferencia entre el U calculado y el U estimado no debe ser excesivamente mayor ya que el condensador podría quedar sobredimensionado. En caso que no se esté conforme con el diseño, puede volverse a realizar el cálculo volviendo al paso 3 pero esta vez usando el valor obtenido en 14.

C.7 Diseño Espesador

Para el correcto dimensionamiento de un espesador, Burgos y Concha [Ref.] recomiendan el algoritmo que se describe a continuación:

$$1. \text{ Determinar } AU(\varphi, \varphi_D) = \frac{1}{\rho_S f_{bk}(\varphi)} \left(\frac{\varphi}{\varphi_D} - 1 \right) \quad \text{Ec. C.31}$$

Se debe seleccionar el máximo $AU(\varphi_L \leq \varphi \leq \varphi_D)$

$$2. \text{ Calcular } S = AU \times F \quad \text{Ec. C.32}$$

3. Calcular D

4. Integrar el perfil de concentraciones de:

$$\frac{dz}{d\varphi} = \frac{\sigma_e(\varphi) f_{bk}(\varphi)}{\Delta \rho \varphi g} \left(\frac{Q_U}{S(z)} (\varphi - \varphi_Z) + f_{bk}(\varphi) \right) \quad \text{Ec. C.33}$$

con $\varphi(0) = \varphi_D$

5. Determinar z_C . Si $z_C \neq 0,20L$, iterar cambiando D para encontrar $z_C / L \approx 0,20$.

6. Aumentar D al siguiente entero

7. Realizar un nuevo cálculo

8. Encontrar los resultados: $UA, S, D, \varphi_L, q, f_F$

9. Determinar F en función de z/L

10. La Tensión efectiva del sólido puede ser expresada en función de su φ como:

$$\sigma_e = 5,35 \exp(17,9\varphi) \quad \text{Ec. C.34}$$

11. La densidad de flujo del sólido f_{bk} se expresa para ácidos con sólidos en suspensión [34] como:

$$f_{bk} = -6,05 \cdot 10^{-4} \cdot \varphi \cdot (1 - \varphi)^{12,59} \quad \text{Ec. C.35}$$

C.8 Diseño Estanques de Almacenamiento Verticales

C.8.1 Dimensionamiento

A continuación se muestra una Tabla con dimensiones recomendadas para estanques acumuladores de baja capacidad que pueden aplicarse tanto a estanques horizontales como verticales.

Capacidad (gal)	Capacidad (m ³)	Diámetro (pulg.)	Longitud (pie)	Espesor (pulg.)
280	1,06	42	4	3/16
550	2,08	48	6	3/16
1000	3,79	64	6	3/16
1500	5,68	64	9	3/16
2000	7,57	64	12	3/16
3000	11,36	64	18	3/16
4000	15,14	64	24	3/16

Tabla C.12 Dimensiones características para estanques de almacenamiento de baja capacidad [32]

C.8.2 Cálculo de espesores

El cálculo de espesores se realiza bajo los siguientes criterios de diseño:

- Presión de diseño: para presiones inferiores a 60 psi, considerar 75 psi como presión de diseño.
- Temperatura de diseño: 28°C adicionales a la temperatura de operación.

El cálculo de espesores para equipos sometidos a presión interna se calcula mediante las ecuaciones de ASME [31]. El listado de formulas se muestra a continuación:

Espesor de cuerpo cilíndrico:
$$t = \frac{P_i \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P_i} + t_c \quad \text{Ec. C.36}$$

Espesor de cabezal esférico:
$$t = \frac{P_i \cdot r_i}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P_i} + t_c \quad \text{Ec. C.37}$$

Espesor de cabezal elíptico:
$$t = \frac{P_i \cdot r_i \cdot K}{f \cdot E - 0,1 P_i} + t_c \quad \text{Ec. C.38}$$

$$K = \frac{1}{6} \left[2 + \left(\frac{d_i}{2b} \right)^2 \right] \quad \text{Ec. C.39}$$

Espesor de cabezal toriesférico:
$$t = \frac{P_i \cdot L \cdot M}{2f \cdot E - 0,2 P_i} + t_c \quad \text{Ec. C.40}$$

$$M = \frac{1}{4} \left[3 + \sqrt{\frac{L}{icr}} \right] \quad \text{Ec. C.41}$$

Espesor de cabezal cónico:
$$t = \frac{P_i \cdot r_i}{\cos(\alpha) \cdot (f \cdot E - 0,6 P_i)} + t_c \quad \text{Ec. C.42}$$

Para el chequeo a Presión externa, se sigue el procedimiento que se describe a continuación:

1. Con el espesor obtenido a presión interna, se calcula L/D_o y D_o/t
2. Determinar Factor A de la Tabla C.13 (ASME Code, Section 11, Part D, Subpart 3, Fig G: Geometric Chart for Components Under External or Compressive Loadings).
3. Utilizando el Factor A determinado en el paso anterior, y con la temperatura y material de diseño obtener el Factor B (ASME Code, Section 11, Part D, Subpart 3)
4. Si el factor A cae fuera de la línea del material, se utiliza la siguiente ecuación para determinar la presión externa disponible:

$$P_a = \frac{2AE}{3(D_o / t)} \quad \text{Ec. C.43}$$

5. Para valores de A que caen dentro de la línea del material, la presión externa puede ser calculada como sigue:

$$P_a = \frac{4B}{3(D_o / t)} \quad \text{Ec. C.44}$$

- Si la presión externa calculada es menor que la presión de diseño, se debe calcular nuevamente un espesor a presión interna. Si ocurre el caso contrario, el diseño es aceptable.

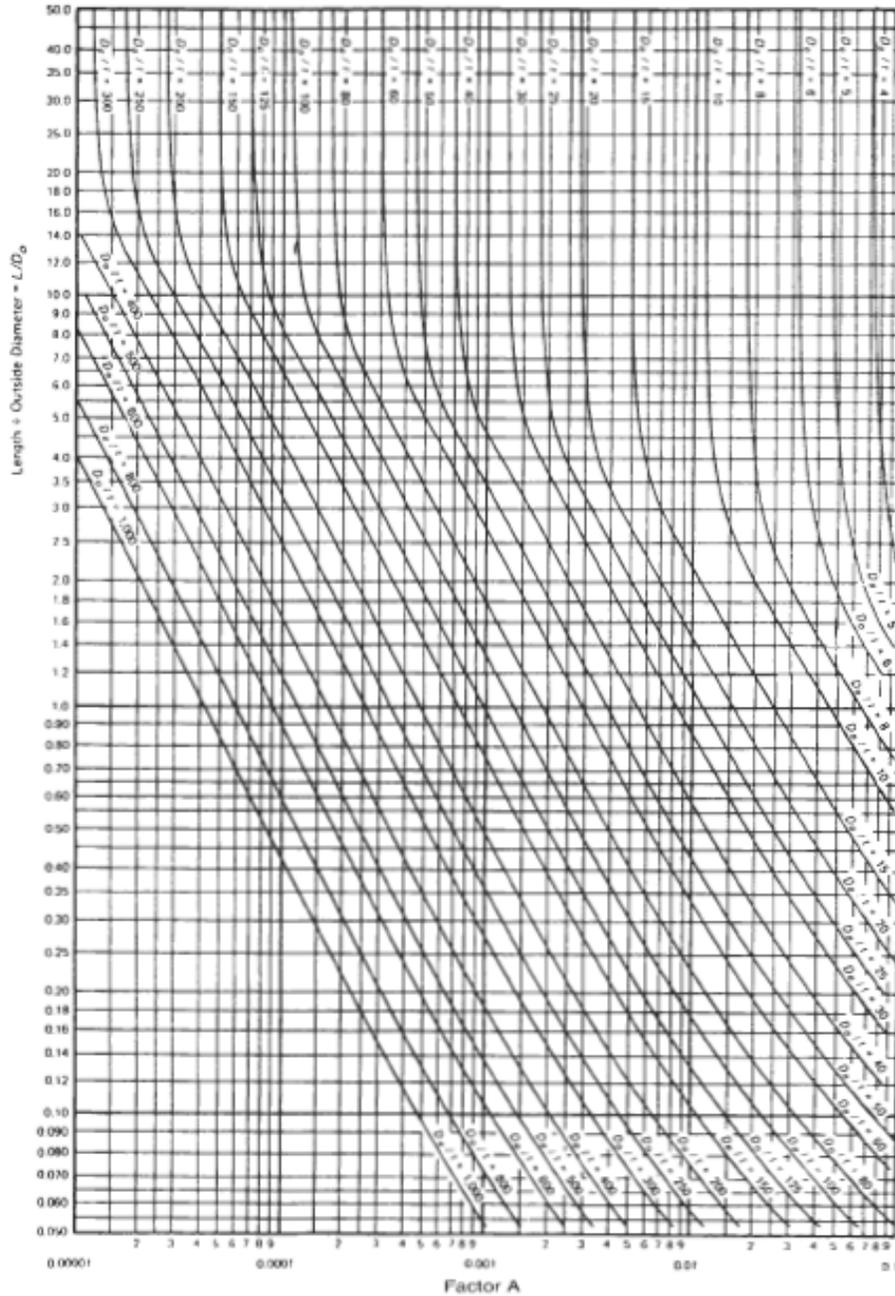


Tabla C.13 Factor A para equipos diseñados a presión externa

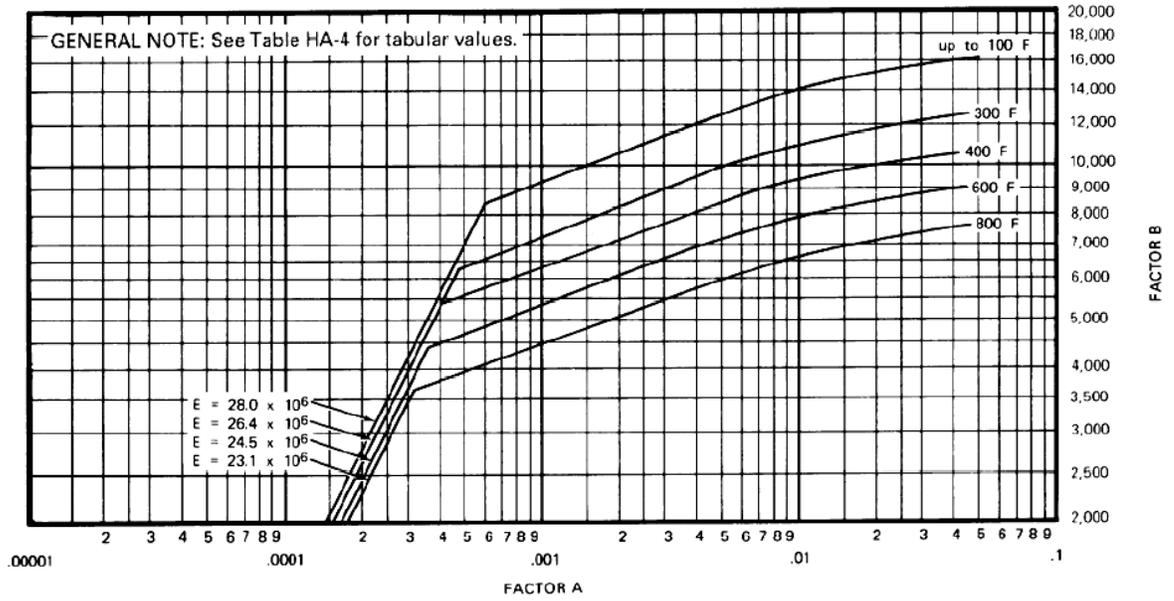


Tabla C.14 Factor B (psi) para equipos diseñados a presión externa en SS 316L

C.9 Dimensiones de cañerías para procesos

Nominal pipe size (in.)	Outside diameter (in.)	Schedule No.	Wall thickness (in.)	Inside diameter (in.)	Cross-sectional area		Circumference (ft) or surface (ft ² /ft of length)		Capacity at 1 ft/s velocity		Weight of plain-end pipe (lb/ft)
					Metal (in. ²)	Flow (ft ²)	Outside	Inside	US gal/min	lb/h water	
1/8	0.405	10S	0.049	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.19
		40ST, 40S	0.068	0.269	0.072	0.00040	0.106	0.0705	0.179	89.5	0.24
		80XS, 80S	0.095	0.215	0.093	0.00025	0.106	0.0563	0.113	56.5	0.31
1/4	0.540	10S	0.065	0.410	0.097	0.00092	0.141	0.107	0.412	206.5	0.33
		40ST, 40S	0.088	0.364	0.125	0.00072	0.141	0.095	0.323	161.5	0.42
		80XS, 80S	0.119	0.302	0.157	0.00050	0.141	0.079	0.224	112.0	0.54
3/8	0.675	10S	0.065	0.545	0.125	0.00162	0.177	0.143	0.727	363.5	0.42
		40ST, 40S	0.091	0.493	0.167	0.00133	0.177	0.129	0.596	298.0	0.57
		80XS, 80S	0.126	0.423	0.217	0.00098	0.177	0.111	0.440	220.0	0.74
1/2	0.840	5S	0.065	0.710	0.158	0.00275	0.220	0.186	1.234	617.0	0.54
		10S	0.083	0.674	0.197	0.00248	0.220	0.176	1.112	556.0	0.67
		40ST, 40S	0.109	0.622	0.250	0.00211	0.220	0.163	0.945	472.0	0.85
		80XS, 80S	0.147	0.546	0.320	0.00163	0.220	0.143	0.730	365.0	1.09
		160	0.188	0.464	0.385	0.00117	0.220	0.122	0.527	263.5	1.31
		XX	0.294	0.252	0.504	0.00035	0.220	0.066	0.155	77.5	1.71
3/4	1.050	5S	0.065	0.920	0.201	0.00461	0.275	0.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	0.083	0.884	0.252	0.00426	0.275	0.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	0.113	0.824	0.333	0.00371	0.275	0.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	0.154	0.742	0.433	0.00300	0.275	0.194	1.345	672.5	1.47
		160	0.219	0.612	0.572	0.00204	0.275	0.160	0.917	458.5	1.94
		XX	0.308	0.434	0.718	0.00103	0.275	0.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	0.065	1.185	0.255	0.00768	0.344	0.310	3.449	1725	0.87
		10S	0.109	1.097	0.413	0.00656	0.344	0.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	0.133	1.049	0.494	0.00600	0.344	0.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	0.179	0.957	0.639	0.00499	0.344	0.250	2.240	1120	2.17
		160	0.250	0.815	0.836	0.00362	0.344	0.213	1.625	812.5	2.84
		XX	0.358	0.599	1.076	0.00196	0.344	0.157	0.878	439.0	3.66

1 $\frac{1}{4}$	1.660	5S	0.065	1.530	0.326	0.01277	0.435	0.401	5.73	2865	1.11
		10S	0.109	1.442	0.531	0.01134	0.435	0.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	0.140	1.380	0.668	0.01040	0.435	0.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	0.191	1.278	0.881	0.00891	0.435	0.335	3.99	1995	3.00
		160	0.250	1.160	1.107	0.00734	0.435	0.304	3.29	1645	3.76
		XX	0.382	0.896	1.534	0.00438	0.435	0.235	1.97	985	5.21
1 $\frac{1}{2}$	1.900	5S	0.065	1.770	0.375	0.01709	0.497	0.463	7.67	3835	1.28
		10S	0.109	1.682	0.614	0.01543	0.497	0.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	0.145	1.610	0.800	0.01414	0.497	0.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	0.200	1.500	1.069	0.01225	0.497	0.393	5.49	2745	3.63
		160	0.281	1.338	1.429	0.00976	0.497	0.350	4.38	2190	4.86
		XX	0.400	1.100	1.885	0.00660	0.497	0.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	0.065	2.245	0.472	0.02749	0.622	0.588	12.34	6170	1.61
		10S	0.109	2.157	0.776	0.02538	0.622	0.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4600	5.02
		160	0.344	1.687	2.195	0.01552	0.622	0.436	6.97	3485	7.46
		XX	0.436	1.503	2.656	0.01232	0.622	0.393	5.53	2765	9.03
2 $\frac{1}{2}$	2.875	5S	0.083	2.709	0.728	0.04003	0.753	0.709	17.97	8985	2.48
		10S	0.120	2.635	1.039	0.03787	0.753	0.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6600	7.66
		160	0.375	2.125	2.945	0.02463	0.753	0.556	11.07	5535	10.01
		XX	0.552	1.771	4.028	0.01711	0.753	0.464	7.68	3840	13.70
3	3.500	5S	0.083	3.334	0.891	0.06063	0.916	0.873	27.21	13,605	3.03
		10S	0.120	3.260	1.274	0.05796	0.916	0.853	26.02	13,010	4.33
		40ST, 40S	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80XS, 80S	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
		160	0.438	2.624	4.213	0.03755	0.916	0.687	16.86	8430	14.31
		XX	0.600	2.300	5.466	0.02885	0.916	0.602	12.95	6475	18.58
3 $\frac{1}{2}$	4.0	5S	0.083	3.834	1.021	0.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	0.120	3.760	1.463	0.07711	1.047	0.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80XS, 80S	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51

Nominal pipe size (in.)	Outside diameter (in.)	Schedule No.	Wall thickness (in.)	Inside diameter (in.)	Cross-sectional area		Circumference (ft) or surface (ft ² /ft of length)		Capacity at 1 ft/s velocity		Weight of plain-end pipe (lb/ft)
					Metal (in. ²)	Flow (ft ²)	Outside	Inside	US gal/min	lb/h water	
4	4.5	5S	0.083	4.334	1.152	0.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	0.120	4.260	1.651	0.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80XS, 80S	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
		120	0.438	3.624	5.58	0.07170	1.178	0.949	32.2	16,100	18.98
		160	0.531	3.438	6.62	0.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.52
		XX	0.674	3.152	8.10	0.05419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
5	5.563	5S	0.109	5.345	1.87	0.1558	1.456	1.399	69.9	34,950	6.36
		10S	0.134	5.295	2.29	0.1529	1.456	1.386	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	0.258	5.047	4.30	0.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80XS, 80S	0.375	4.813	6.11	0.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	0.500	4.563	7.95	0.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	0.625	4.313	9.70	0.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96
		XX	0.750	4.063	11.34	0.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
6	6.625	5S	0.109	6.407	2.23	0.2239	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	0.134	6.357	2.73	0.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	0.280	6.065	5.58	0.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	0.432	5.761	8.40	0.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	0.562	5.501	10.70	0.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.42
		160	0.719	5.187	13.34	0.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	45.34
		XX	0.864	4.897	15.64	0.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16
8	8.625	5S	0.109	8.407	2.915	0.3855	2.258	2.201	173.0	86,500	9.93
		10S	0.148	8.329	3.941	0.3784	2.258	2.180	169.8	84,900	13.40
		20	0.250	8.125	6.578	0.3601	2.258	2.127	161.5	80,750	22.36
		30	0.277	8.071	7.265	0.3553	2.258	2.113	159.4	79,700	24.70
		40ST, 40S	0.322	7.981	8.399	0.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		60	0.406	7.813	10.48	0.3329	2.258	2.045	149.4	74,700	35.66
		80XS, 80S	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
		100	0.594	7.437	14.99	0.3017	2.258	1.947	135.4	67,700	50.93

		120	0.719	7.187	17.86	0.2817	2.258	1.882	126.4	63,200	60.69
		140	0.812	7.001	19.93	0.2673	2.258	1.833	120.0	60,000	67.79
		XX	0.875	6.875	21.30	0.2578	2.258	1.800	115.7	57,850	72.42
		160	0.906	6.813	21.97	0.2532	2.258	1.784	113.5	56,750	74.71
10	10.75	5S	0.134	10.842	4.47	0.5993	2.814	2.744	269.0	134,500	15.19
		10S	0.165	10.420	5.49	0.5922	2.814	2.728	265.8	132,900	18.65
		20	0.250	10.250	8.25	0.5731	2.814	2.685	257.0	128,500	28.04
		30	0.307	10.136	10.07	0.5603	2.814	2.655	252.0	126,000	34.24
		40ST, 40S	0.365	10.020	11.91	0.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80S, 60XS	0.500	9.750	16.10	0.5185	2.814	2.550	233.0	116,500	54.74
		80	0.594	9.562	18.95	0.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.40
		100	0.719	9.312	22.66	0.4729	2.814	2.438	212.3	106,150	77.00
		120	0.844	9.062	26.27	0.4479	2.814	2.372	201.0	100,500	89.27
		140, XX	1.000	8.750	30.63	0.4176	2.814	2.291	188.0	94,000	104.13
		160	1.125	8.500	34.02	0.3941	2.814	2.225	177.0	88,500	115.65
12	12.75	5S	0.156	12.438	6.17	0.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
		10S	0.180	12.390	7.11	0.8373	3.338	3.24	375.8	187,900	24.17
		20	0.250	12.250	9.82	0.8185	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38
		30	0.330	12.090	12.88	0.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77
		ST, 40S	0.375	12.000	14.58	0.7854	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56
		40	0.406	11.938	15.74	0.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.56
		XS, 80S	0.500	11.750	19.24	0.7530	3.338	3.08	338.0	169,000	65.42
		60	0.562	11.626	21.52	0.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.22
		80	0.688	11.374	26.07	0.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.57
		100	0.844	11.062	31.57	0.6674	3.338	2.90	299.6	149,800	107.29
		120, XX	1.000	10.750	36.91	0.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49
		140	1.125	10.500	41.09	0.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.68
		160	1.312	10.126	47.14	0.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.33
14	14	5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.58	459	229,500	23.07
		10S	0.188	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	454	227,000	27.73
		10	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71
		20	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.68
		30, ST	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57
		40	0.438	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.37
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207,000	72.09
		60	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201,000	85.01

Nominal pipe size (in.)	Outside diameter (in.)	Schedule No.	Wall thickness (in.)	Inside diameter (in.)	Cross-sectional area		Circumference (ft) or surface (ft ² /ft of length)		Capacity at 1 ft/s velocity		Weight of plain-end pipe (lb/ft)
					Metal (in. ²)	Flow (ft ²)	Outside	Inside	US gal/min	lb/h water	
16	16	80	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	382	191,000	106.13
		100	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.79
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.76
		140	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.22
		160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.15
		5S	0.165	15.670	8.21	1.3393	4.189	4.10	601	300,500	27.90
	10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.189	4.09	598	299,000	31.75	
	10	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.189	4.06	587	293,500	42.05	
	20	0.312	15.376	15.38	1.2985	4.189	4.03	578	289,000	52.36	
	30, ST	0.375	15.250	18.41	1.2680	4.189	3.99	568	284,000	62.58	
	40, XS	0.500	15.000	24.35	1.2272	4.189	3.93	550	275,000	82.77	
	60	0.656	14.688	31.62	1.1766	4.189	3.85	528	264,000	107.54	
	80	0.844	14.312	40.19	1.1171	4.189	3.75	501	250,500	136.58	
	100	1.031	13.938	48.48	1.0596	4.189	3.65	474	237,000	164.86	
	120	1.219	13.562	56.61	1.0032	4.189	3.55	450	225,000	192.40	
	140	1.438	13.124	65.79	0.9394	4.189	3.44	422	211,000	223.57	
160	1.594	12.812	72.14	0.8953	4.189	3.35	402	201,000	245.22		
18	18	5S	0.165	17.670	9.25	1.7029	4.712	4.63	764	382,000	31.43
		10S	0.188	17.624	10.52	1.6941	4.712	4.61	760	379,400	35.76
		10	0.250	17.500	13.94	1.6703	4.712	4.58	750	375,000	47.39
		20	0.312	17.376	17.34	1.6468	4.712	4.55	739	369,500	59.03
		ST	0.375	17.250	20.76	1.6230	4.712	4.52	728	364,000	70.59
		30	0.438	17.124	24.16	1.5993	4.712	4.48	718	359,000	82.06
		XS	0.500	17.000	27.49	1.5763	4.712	4.45	707	353,500	93.45
		40	0.562	16.876	30.79	1.5533	4.712	4.42	697	348,500	104.76
		60	0.750	16.500	40.64	1.4849	4.712	4.32	666	333,000	138.17
		80	0.938	16.124	50.28	1.4180	4.712	4.22	636	318,000	170.84
100	1.156	15.688	61.17	1.3423	4.712	4.11	602	301,000	208.00		

C.10 Criterios de diseño piping y boquillas

El diseño del piping y las boquillas se basa en la estimación del diámetro considerando una velocidad recomendada, con la cual se calcula el diámetro necesario para que se de dicha velocidad.

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi V}} \quad \text{Ec. C.45}$$

Una vez obtenido el diámetro, se aproxima al nominal más cercano y se recalcula la velocidad chequeando que esta se encuentre dentro de los límites recomendados.

Fluido	D ≤ 6 pulg.	8 pulg. ≤ D ≤ 12 pulg.	D ≥ 14 pulg.
Vapor Saturado 0 a 50 psig	30-115	50-125	60-145
Gas o Vapor sobrecalentado			
0 a 10 psig	50-140	90-190	110-250
11 a 100 psig	40-115	75-165	95-225
101 a 900 psig	30-85	60-150	85-165

Tabla C.15 Velocidades típicas de diseño para vapor (pie/s) [41]

Servicio	Velocidad (pie/s)
Proceso en liquido, promedio	4-6,5
Succión de la bomba (excepto ebullición)	1-5
Succión de la bomba (ebullición)	0,5-3
Agua de alimentación de la caldera (descarga a presión)	4-8
Líneas de drenaje	1,5-4
Liquido hacia rehervidor (sin bomba)	2-7
Mezcla de vapor-liquido que sale del rehervidor	15-30
Vapor hacia el condensador	15-80
Flujos en el separador por gravedad	0,5-1,5

Tabla C.16 Velocidades típicas de diseño para aplicaciones en sistemas de procesos [41]

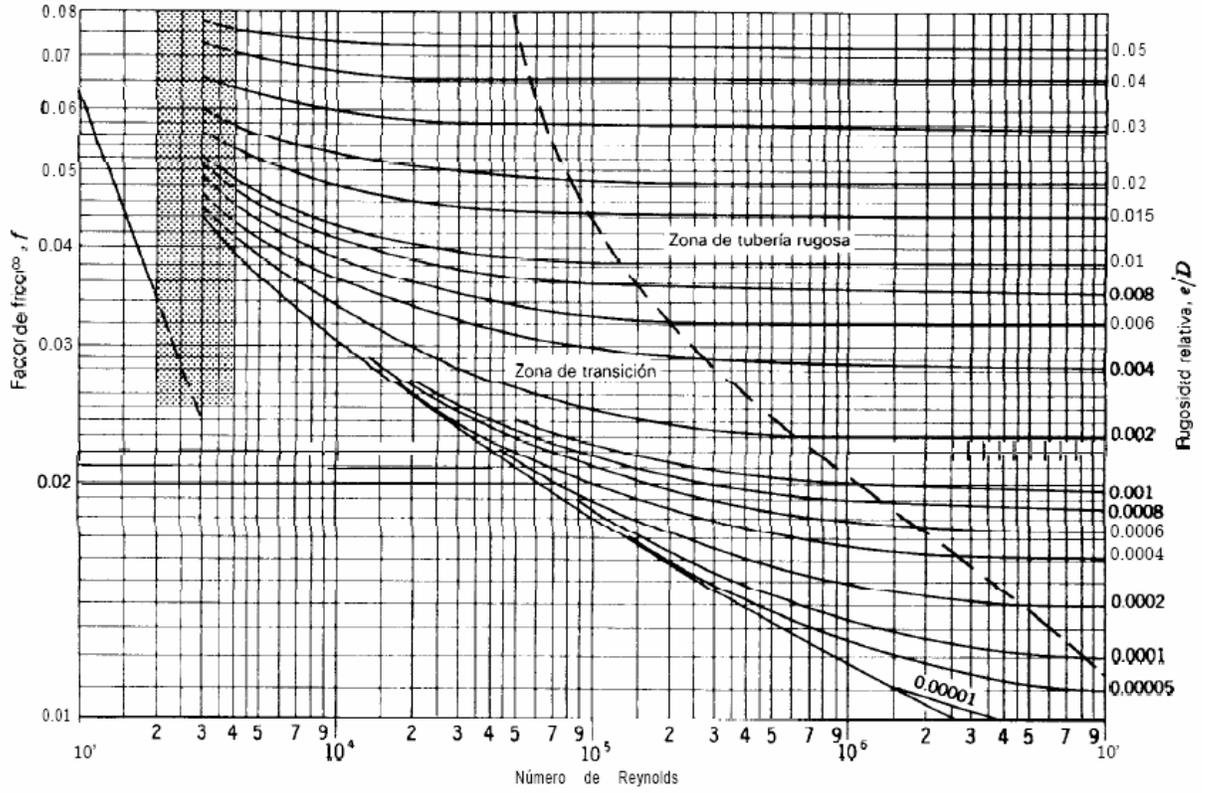


Tabla C.17 Factores de fricción para flujo en tuberías [41]

Tube OD (in.)	BWG	Tube ID ^a (in.)	Internal area ^b (in. ²)	External surface per foot length ^c (ft ² /ft)	OD ID
1/2	16	0.370	0.1075	0.1309	1.351
	18	0.402	0.1269	0.1309	1.244
	20	0.430	0.1452	0.1309	1.163
	22	0.444	0.1548	0.1309	1.126
5/8	12	0.407	0.1301	0.1636	1.536
	13	0.435	0.1486	0.1636	1.437
	14	0.459	0.1655	0.1636	1.362
	15	0.481	0.1817	0.1636	1.299
	16	0.495	0.1924	0.1636	1.263
	17	0.509	0.2035	0.1636	1.228
	18	0.527	0.2181	0.1636	1.186
	19	0.541	0.2299	0.1636	1.155
	20	0.555	0.2419	0.1636	1.126
3/4	10	0.482	0.1825	0.1963	1.556
	11	0.510	0.2043	0.1963	1.471
	12	0.532	0.2223	0.1963	1.410
	13	0.560	0.2463	0.1963	1.339
	14	0.584	0.2679	0.1963	1.284
	15	0.606	0.2884	0.1963	1.238
	16	0.620	0.3019	0.1963	1.210
	17	0.634	0.3157	0.1963	1.183
	18	0.652	0.3339	0.1963	1.150
	20	0.680	0.3632	0.1963	1.103
7/8	10	0.607	0.2894	0.2291	1.442
	11	0.635	0.3167	0.2291	1.378
	12	0.657	0.3390	0.2291	1.332
	13	0.685	0.3685	0.2291	1.277
	14	0.709	0.3948	0.2291	1.234
	15	0.731	0.4197	0.2291	1.197
	16	0.745	0.4359	0.2291	1.174
	17	0.759	0.4525	0.2291	1.153
	18	0.777	0.4742	0.2291	1.126
	20	0.805	0.5090	0.2291	1.087
1.0	8	0.670	0.3526	0.2618	1.493
	10	0.732	0.4208	0.2618	1.366
	11	0.760	0.4536	0.2618	1.316
	12	0.782	0.4803	0.2618	1.279
	13	0.810	0.5153	0.2618	1.235
	14	0.834	0.5463	0.2618	1.199
	15	0.856	0.5755	0.2618	1.168
	16	0.870	0.5945	0.2618	1.149
	18	0.902	0.6390	0.2618	1.109
20	0.930	0.6793	0.2618	1.075	
1.25	7	0.890	0.6221	0.3272	1.404
	8	0.920	0.6648	0.3272	1.359
	10	0.982	0.7574	0.3272	1.273
	11	1.010	0.8012	0.3272	1.238
	12	1.032	0.8365	0.3272	1.211
	13	1.060	0.8825	0.3272	1.179
	14	1.084	0.9229	0.3272	1.153
	16	1.120	0.9852	0.3272	1.116
	18	1.152	1.0423	0.3272	1.085
	20	1.180	1.0936	0.3272	1.059
1.5	10	1.232	1.1921	0.3927	1.218
	12	1.282	1.2908	0.3927	1.170
	14	1.334	1.3977	0.3927	1.124
	16	1.370	1.4741	0.3927	1.095

Tabla C.18 Dimensiones de cañerías y tubing [37]

C.11 Método simplificado para flujo en dos fases

Un método simplificado para determinar las dimensiones apropiadas para el flujo en 2 fases consiste en el cálculo de la densidad en 2 fases para luego realizar el cálculo como si se tratase de un líquido pero empleando un volumen calculado a través del flujo másico que pasa por el área de flujo y la densidad en 2 fases. El método simplificado [37] se explica a continuación:

1. Se calcula la calidad del vapor:

$$x = \frac{M_{Vapor}}{M_{Total}} \quad \text{Ec.C.46}$$

2. La densidad homogénea está dada por:

$$\rho_{hom} = [x / \rho_{Vapor} + (1-x) / \rho_{Líquido}]^{-1} \quad \text{Ec. C.47}$$

3. Se debe calcular el coeficiente de hueco (ε_V) en función de la densidad homogénea:

$$SR = \sqrt{\rho_{Líquido} / \rho_{hom}} \quad \text{Ec.C.48}$$

$$\varepsilon_V = \frac{x}{x + SR \cdot (1-x) \cdot (\rho_{Vapor} / \rho_{Líquido})} \quad \text{Ec.C.49}$$

4. Con el coeficiente de hueco se calcula la densidad en dos fases:

$$\rho_{tp} = \varepsilon_V \cdot \rho_{Vapor} + (1 - \varepsilon_V) \cdot \rho_{Líquido} \quad \text{Ec.C.50}$$

5. Finalmente se calcula el flujo en dos fases:

$$F_{tp} = \frac{M_{total}}{\rho_{tp}} \quad \text{Ec.C.51}$$

6. Una vez calculado el flujo en 2 fases se calcula el área boquilla como si el fluido fuese un líquido utilizando el flujo en 2 fases y las velocidades recomendadas para líquidos.

ANEXO D: Materiales utilizados para la Construcción de equipos

D.1 Alloy 20

El Alloy 20 es una aleación austenítica de níquel-ferro-cromo con adiciones de cobre, molibdeno y pequeñas cantidades de niobio. El contenido de níquel hace a que la aleación sea resistente a la corrosión por picadura del ión cloruro. El cobre y el molibdeno dan resistencia a ambientes de reducción. El molibdeno además provee de una buena resistencia a la corrosión por agrietamiento. El cromo da resistencia a ambientes de oxidación tales como ácido nítrico. La adición de niobio reduce el efecto de precipitación de carburo durante la soldadura, por lo tanto incrementa la resistencia de la aleación a corrosión intergranular.

El Alloy 20 tiene la resistencia excepcional a la corrosión en ambientes de ácido sulfúrico, y es utilizado en una amplia gama de aplicaciones que involucran a este ácido. Otros usos son en la producción de gasolinas, solventes, explosivos, sustancias químicas inorgánicas y orgánicas, productos farmacéuticos, alimentos y materiales sintéticos. Para estas y otras aplicaciones, el Alloy 20 se utiliza en la construcción de estanques de mezclado, intercambiadores de calor, cañerías de proceso, bombas, válvulas, cierres y accesorios.

D.2 Acero Inoxidable 316

El grado 316 es un acero austenítico que contiene molibdeno, el cual le otorga una mejor resistencia a la corrosión que el AISI 304, especialmente resistencia a corrosión por picadura y agrietamiento en ambientes de cloruros. Tiene excelentes características de moldeo y soldadura y tiene una gran variedad de aplicaciones en la industria, arquitectura y el transporte. El Grado 316L es la versión del 316 baja en carbono y es inmune a la sensitización (precipitación de carburos en los bordes de grano).

Estos aceros poseen una muy buena resistencia a la oxidación a servicios intermitentes a 870 °C y a servicios continuos a 925 °C. El uso continuo del 316 en el rango 425-860 °C no es recomendado si la corrosión generada por la solución acuosa es importante. El grado

316L es más resistente a la precipitación del carburo y puede ser utilizado en todo el rango de temperaturas.

D.3 Inconel 617

El Inconel 617 es una aleación de molibdeno-cobalto-cromo-níquel que combina de manera excepcional la resistencia a altas temperaturas y la resistencia a la oxidación. La aleación posee también una resistencia excelente a una gran variedad de ambientes corrosivos, y es de fácil manipulación y soldadura mediante técnicas convencionales. El alto contenido de níquel y cromo hacen que la aleación sea resistente a una variedad de medios tanto de reducción como de oxidación. El aluminio conjuntamente con el cromo, proporcionan resistencia a la oxidación a altas temperaturas.

A causa de su resistencia a la corrosión a alta temperatura, la aleación es utilizada para mayas de soporte de catalizador en la producción de ácido nítrico, para cestas de tratamiento con calor y para barcos de reducción en el refinado de molibdeno. Esta aleación ofrece también atractivas propiedades para usos en plantas de generación de energía tanto de combustibles fósiles como nucleares.

Material	Esfuerzo de tensión (psi)	Esfuerzo Admisible (psi)	Elongación (%)	Dureza (HV)	Conductividad Térmica (kcal/m h °C)
Alloy 20	99.000	60.000	35	148	11,324 [40]
AISI 316L	704.000	247.000	40	95	12,6554 [40]
Inconel 617	1.115.000	461.000	56	181	20,3 [40]

Tabla D.1 Propiedades de los materiales utilizados en el diseño de los equipos

ANEXO E: COSTOS DE EQUIPOS E INSUMOS

El calculo de los valores de los equipos se basa en formulas desarrolladas para estimar valores de equipos en US\$ para el año 2003. Los valores calculados deben ser modificados utilizando el factor de indexado^{yy}, además de un factor de 1,15 considerado por Costo CIF. A continuación se muestran las formulas utilizadas para realizar los cálculos del Capitulo 8.

Costo Agitadores [32]

$$C_t = 1,218 \cdot \exp(a + b \cdot \ln(P) + c \cdot (\ln(P))^2)$$

Donde $P \propto HP$; $C_t \propto US\$$

		Single Impeller			Dual Impeller		
		Speed 1	2	3	1	2	3
Carbon steel	a	8.57	8.43	8.31	8.80	8.50	8.43
	b	0.1195	-0.0880	-0.1368	0.1603	0.0257	-0.1981
	c	0.0819	0.1123	0.1015	0.0659	0.0878	0.1239
Type 316	a	8.82	8.55	8.52	9.25	8.82	8.72
	b	0.2474	0.0308	-0.1802	0.2801	0.1235	-0.1225
	c	0.0654	0.0943	0.1158	0.0542	0.0818	0.1075

Speeds 1: 30, 37, and 45 rpm
 2: 56, 68, 84, and 100 rpm
 3: 125, 155, 190, and 230 rpm

Costo Bombas [32]

$$C_t = F_M \cdot C_b$$

$$C_b = 1,39 \cdot \exp(8,833 - 0,6019 \cdot (\ln(Q\sqrt{H})) + 0,0519 \cdot ((\ln(Q\sqrt{H}))^2))$$

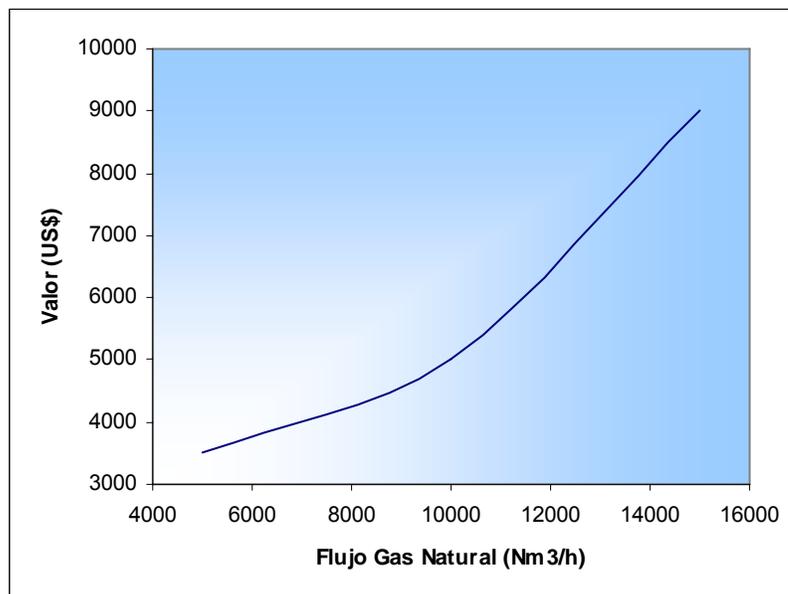
Donde $H \propto \text{pie.}$; $Q \propto \text{GPM}$; $C_t \propto US\$$

Material	Cost Factor F_M
Cast steel	1.35
304 or 316 fittings	1.15
Stainless steel, 304 or 316	2.00
Cast Gould's alloy no. 20	2.00
Nickel	3.50
Monel	3.30
ISO B	4.95
ISO C	4.60
Titanium	9.70
Hastelloy C	2.95
Ductile Iron	1.15
Bronze	1.90

^{yy} Factor de Indexado = $(INDEX_{2008}/INDEX_{2003}) = 15382/11236 = 1,37$

Costo Quemadores [37]

El costo de los quemadores se basa en cotizaciones telefónicas realizadas durante el mes de mayo de 2009.



Estimación Costo Equipos

El costo de los equipos se estima en base a su peso y a un valor promedio del material de construcción. El costo de construcción se considera de 85% sobre el costo de los materiales y se considera un margen de venta del 25%.

	Densidad	Valor
Alloy 20	8055 kg/m3	7,9 USD/kg
SS316L	7833 kg/m3	13,1 USD/kg
Inconel 617	8304 kg/m3	18,5 USD/kg

Equipo	d (m)	h (m)	t (m)	Densidad (kg/m3)	Peso (kg)	Cabezal Sup (kg)	Cabezal Inf (kg)	USD/Kg	Materiales (USD)	Construido (USD)	Vendido (USD)
T-1	2,6924	5,486	0,005	8055	1872	24	275	7,9	\$ 17.157	\$ 31.741	\$ 42.322
T-4	1,6256	1,829	0,005	8055	377	15	100	7,9	\$ 3.891	\$ 7.199	\$ 9.598
R-1 Serpentin	0,0834	7,350	0,005	8055	91			18,5	\$ 2.182	\$ 4.036	\$ 5.382
T-2 Estanque	1,6256	2,743	0,005	8055	566	15	100	7,9	\$ 6.458	\$ 11.947	\$ 15.929
T-2											\$ 21.311
T-3	1,6256	2,743	0,005	8055	566	15	100	7,9	\$ 5.382	\$ 9.956	\$ 13.274
R-1 Equipo	0,572	4,597	0,005	8304	346	127	127	18,5	\$ 14.449	\$ 26.730	\$ 35.640
R-1 Serpentin	0,1612	26,940	0,007	8304	841			18,5	\$ 20.228	\$ 37.423	\$ 49.897
R-1											\$ 85.536
C-1 (tubos)	0,0148	927	0,0021	7833	815	0	0	13,1	\$ 13.875	\$ 25.669	\$ 34.226
C-1 (carcasa)	0,6858	1,5	0,007	7833	179	20	20	13,1	\$ 3.738	\$ 6.916	\$ 9.221
Acumulador					111	493	493	13,1	\$ 14.379	\$ 26.600	\$ 35.467
C-1											\$ 78.914
C-2 (tubos)	0,0148	1093,5	0,0021	7833	961	0	0	13,1	\$ 16.368	\$ 30.280	\$ 40.373
C-2 (carcasa)	0,7366	1,5	0,005	7833	137	23	23	13,1	\$ 3.127	\$ 5.784	\$ 7.713
Acumulador					104	404	404	13,1	\$ 11.963	\$ 22.132	\$ 29.509
C-2											\$ 77.595
C-3 (tubos)	0,0148	1443	0,0021	7833	1268	0	0	13,1	\$ 21.599	\$ 39.958	\$ 53.277
C-3 (carcasa)	0,8382	1,5	0,005	7833	156	30	30	13,1	\$ 3.681	\$ 6.809	\$ 9.079
Acumulador					95	308	308	13,1	\$ 9.315	\$ 17.232	\$ 22.976
C-3											\$ 85.333
C-4 (tubos)	0,0158	408	0,0017	7833	288	0	0	13,1	\$ 4.909	\$ 9.082	\$ 12.109
C-4 (carcasa)	0,43815	1,5	0,008	7833	132	8	8	13,1	\$ 2.525	\$ 4.672	\$ 6.229
C-4											\$ 18.338
C-5 (tubos)	0,0158	128	0,0017	8304	96	0	0	18,5	\$ 2.306	\$ 4.265	\$ 5.687
C-5 (carcasa1)	0,254	1	0,005	7833	32	2		13,1	\$ 583	\$ 1.078	\$ 1.437
C-5 (carcasa2)	0,737	1	0,005	7833	91		271	13,1	\$ 6.161	\$ 11.397	\$ 15.196
C-5											\$ 22.321
R-2 (Tubos)	0,0453	3697,395	0,00275	8304	12746	0	0	18,5	\$ 306.531	\$ 567.082	\$ 756.109
R-2 (Carcasa)	1,8796	4,855	0,005	8304	1193	4706	4706	18,5	\$ 255.079	\$ 471.896	\$ 629.195
R-2											\$ 1.385.304
L-1	1,7	0,800	0,005	8055	173	0	44	7,9	\$ 2.219	\$ 4.106	\$ 5.475

Estimación Costo Catalizador

Estimación Costo Catalizador		
Masa Requerida catalizador	kg	400,5
% Oxido Cromo en Catalizador	%	0,886
Masa Oxido Cromo en Catalizador	kg	3,548
Masa Nitrato/Masa Oxido Cromo	gr/gr	5,2657
Masa Nitrato Requerida	gr	18685
Masa Nitrato/frasco	gr	250
Frascos Nitrato Requeridos	un	75
Masa Urea/Masa Oxido Cromo	gr/gr	3,9495
Masa Urea Requerida	gr	14015
Masa Urea/frasco	gr	250
Frascos Urea Requeridos	un	56
Densidad Fibratek	kg/m3	96
Volumen Fibratek/Caja	m3	1
Cajas Fibratek	un	5
Valor Frasco Nitrato	US\$	100
Valor Frasco Urea	US\$	40
Valor Caja Fibratek	US\$	150
Costo Catalizador	US\$	10466
Factor Manufactura, Venta y Transporte		4
Valor Catalizador	US\$	41865

ANEXO F: REACTORES DE LECHO FIJO

El análisis y diseño de reactores requiere la solución simultánea de los balances de masa y de energía. Para reactores en estado estacionario, tubulares y de flujo pistón, el flujo molar y la temperatura son gobernados por las siguientes ecuaciones diferenciales:

$$\frac{d(c_j Q)}{dV} = R_j = \sum_{i=1}^{n_r} \nu_{ij} r_i \quad j = 1, 2, \dots, n_s \quad \text{Ec.F. 1}$$

$$Q \rho C_p \frac{dT}{dV} = \sum_{i=1}^{n_r} \Delta H_{Ri} r_i + \frac{2}{R} U^0 (T_a - T) \quad \text{Ec.F. 2}$$

La expresión de velocidad r_i , está en función de la concentración y la temperatura; para cada n_r reacción se necesita una descripción total del problema. Las ecuaciones F.1 y F.2 pueden ser usadas para cualquier reacción dentro de un reactor satisfaciendo las condiciones de longitud y flujo pistón. Estos balances son aplicables a reacciones homogéneas o heterogéneas; en el caso de las heterogéneas nos referimos a un reactor de lecho fijo.

En un reactor de lecho fijo el catalizador en forma de pellet está fijo en un lugar y no se mueve con respecto a la estructura de referencia. Se requiere un balance de masa y energía para el fluido, el cual ocupa la región intersticial entre las partículas del catalizador, y otro par de balances (de masa y energía) en el catalizador, que es donde ocurre la reacción. Para reacciones catalizadas heterogéneamente, se deben considerar los efectos de transporte intrapartículas en la velocidad de reacción.

Los sistemas catalíticos operan en dos puntos: control cinético, en el cual la transferencia de energía y materia es muy rápida; y transporte intrapartícula, en el cual la reacción es muy rápida. Para describir los perfiles de concentración y temperatura dentro del pellet es necesario realizar el balance de masa y el de energía por separado. Las concentraciones de cada componente y la temperatura en el pellet expresan las concentraciones y la temperatura en el bulk del fluido a través de las condiciones de contorno, lo que completa la descripción del problema. Generalmente se usan métodos numéricos para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales resultantes, sin embargo existen en algunos casos especiales donde no es necesario tal procedimiento.

En ciertos casos, pueden ser usadas soluciones analíticas para el transporte de energía y masa dentro del pellet para desarrollar ecuaciones que relacionan la velocidad de reacción dentro del pellet con la temperatura y la concentración que del fluido en el bulk. Aun cuando la aplicabilidad de estas relaciones es limitada, la derivación de soluciones analíticas ilustra claramente la relación entre el pellet y el fluido.

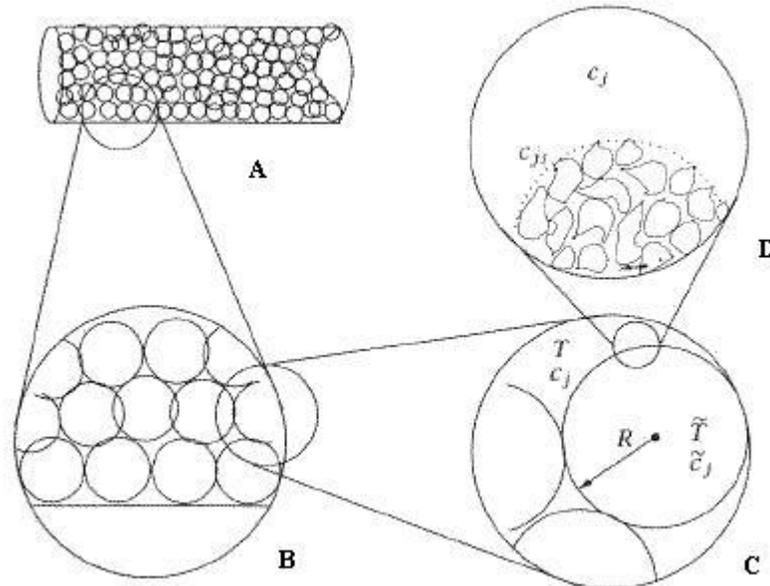


Fig.F. 1 Vistas expandidas de un reactor de lecho fijo

La Fig. F.1 presenta varias vistas de un reactor de lecho fijo. La ecuación F.1 se aplica al fluido en el volumen intersticial. La velocidad de producción de especies del fluido en el bulk es esencialmente cero, que es la razón por la cual se utiliza un catalizador. Esencialmente toda la reacción ocurre dentro de la partícula catalizadora. El fluido en contacto con la superficie externa del pellet es denotado con el subíndice s. Durante cualquier reacción catalítica ocurren los siguientes pasos:

- Transporte de reactantes y energía del fluido en el bulk a la superficie exterior del pellet.
- Transporte de reactantes y energía desde la superficie exterior a los poros del pellet.
- Adsorción, reacción química y desorción de productos en los sitios catalíticos.
- Transporte de productos desde el interior del catalizador a la superficie externa del pellet.
- Transporte de los productos a través del fluido en el bulk.

La relación de procesos de transporte con reacción química puede conducir a gradientes de temperatura y concentración dentro del pellet, entre la superficie y el bulk, o ambos. Se asume que la temperatura del pellet, la superficie y el bulk son iguales.

Los 5 pasos listados describen los procesos simultáneos que ocurren en el reactor de lecho fijo. Usualmente uno o a lo mas dos de estos pasos son limitantes de la velocidad e influyen en la velocidad total de la reacción en el pellet. Los otros pasos son inherentemente más rápidos que los pasos lentos y pueden acomodarse a cualquier cambio en la velocidad del paso lento. El sistema es controlado por transporte intrapartículas si el paso 2 es el proceso mas lento (algunas veces referido como limitado por la difusión). Para el control cinético o de reacción, el paso 3 es el proceso más lento. Finalmente si el paso 1 es el proceso más lento, se dice que la reacción es controlada por el transporte externo.

Para representar el proceso que ocurre en este estudio, se debe modelar el sistema en la escala de la Fig. F.1C. Se puede resolver el problema para un pellet promediando los procesos microscópicos que ocurren en la escala de la Fig. F.1D sobre el volumen del pellet o sobre un elemento sólido en el volumen de superficie. Sin embargo, este procedimiento requiere un coeficiente de difusión efectiva, D_j , que contiene información acerca del proceso de difusión física y de la estructura del poro.

F.1 Propiedades del catalizador

Los pasos químicos para las reacciones catalíticas: adsorción, desorción y reacción en la superficie, ocurren en la interfase fluido-sólido y la velocidad se relaciona directamente con el número de sitios en la superficie, c_m . Para que un proceso catalítico sea comercialmente viable, el número de sitios por unidad de volumen del reactor podría ser tal que la velocidad de formación del producto sea del orden 1 mol/l-h. En el caso de los catalizadores metálicos, el metal está generalmente disperso sobre una gran área de oxido como por ejemplo alumina. Los catalizadores son generalmente amoldados a alguna forma o extrudidos en pellets. Las formas mas usadas frecuentemente en aplicaciones son: esferas de diámetro entre 20 y 100 μm para reactores de lecho fluidizado; y para reactores de lecho fijo, esferas de 0,3 - 0,7 cms. de diámetro, cilindros con un diámetro de 0,3 – 1,3 cms con una razón de longitud al diámetro de 3 – 4 y cilindros perforados con un diámetro sobre los 2,5 cms.

La Fig. F.1D muestra una representación esquemática de la sección transversal de un pellet. La densidad del sólido es denotada ρ_s . El volumen del pellet consiste en su parte hueca y en su parte sólida. La fracción de hueco del pellet (o porosidad) es denotada por ε ($\varepsilon = \rho_p V_g$), ρ_p es la densidad del pellet y V_g es el volumen del poro. La estructura del poro depende en gran medida del método de preparación de éste y los volúmenes del poro se encuentran dentro del rango de los 0,1-1 cm³/ g pellet. Los poros pueden tener el mismo tamaño o estos pueden tener una distribución bimodal con poros de 2 tamaños diferentes, un tamaño grande para facilitar el transporte y un tamaño pequeño que representa los sitios activos del catalizador. Los tamaños de los poros pueden ser tan pequeños como dimensiones moleculares (algunos Å) o tan grandes como algunos milímetros.

F.2 Difusividad efectiva

Para tomar en cuenta la distribución aleatoria del sólido y el hueco como un movimiento desde el interior al exterior del pellet, se define un coeficiente de difusividad, de manera que el balance puede ser definido sobre la totalidad del pellet. Esta idea conduce al concepto de difusividad efectiva. Si se observa la Fig. F.1D y se avanza hacia dentro en línea recta hacia el centro, rápidamente se encontrará una parte sólida. Adentro, cualquier espacio hueco de transporte puede ser descrito por la difusión de una sustancia bajo un gradiente de concentración. La velocidad de difusión es controlada por microscópicos detalles de transporte en los huecos.

Suponiendo que todos los poros son cilindros rectos y que el pellet tiene una sola distribución del tamaño de los poros, el radio promedio r_a , de los poros es entonces

$$r_a = \frac{2V_g}{S_g} \quad \text{Ec.F. 3}$$

El tipo de difusión en el poro, bulk o Knudsen, depende de si las especies que difunden chocan mas frecuentemente unas con otras o con la pared interna del poro. La difusión en fase liquida es descrita por choques intermoleculares líquido-líquido. Para las moléculas en fase gaseosa, el camino libre λ esta dado por

$$\lambda = \frac{k_b \cdot T}{\sqrt{2} \cdot \pi \cdot \sigma^2 \cdot P} \quad \text{Ec.F. 4}$$

Los valores de λ son del orden de 10^{-5} cms. a 1,0 atm. y temperatura ambiente para gases simples. Cuando $\lambda < r_a$ por un orden de magnitud, domina la difusión del fluido en el bulk, la cual es descrita por choques entre partículas en la fase gaseosa. Por otro lado si $\lambda > r_a$ por un orden de magnitud, el flujo de Knudsen es el que domina y la difusión es descrita por choques con la pared de los poros. Finalmente, cuando r_a es aproximadamente igual a λ , el transporte es descrito por difusión de superficie o configuracional.

Un gran número de correlaciones han sido desarrolladas para el flujo en el bulk que describen las interacciones binarias. Una de esas correlaciones es la correlación de Chapman-Enskog.

$$D_{AB} = 0.0018583 \frac{\sqrt{T^3 \cdot (1/M_A + 1/M_B)}}{P \cdot \sigma_{AB}^2 \cdot \Omega_{D,AB}} \quad \text{Ec.F. 5}$$

Esta ecuación predice la difusividad en cm^2/s para T en K, P en atm y σ_{AB} en Å. Para el flujo de Knudsen la difusividad de las especies j es:

$$D_{jK} = 9.7 \cdot 10^3 r_a \sqrt{\frac{T}{M_j}} \quad \text{Ec.F. 6}$$

La ecuación F.6 predice la difusividad en cm^2/s para la T en K y M_j en g/mol..

F.3 Balance general dentro del catalizador

En esta sección se consideran los balances de masa y energía que se originan con la difusión en el catalizador, considerando la Fig. F.1C. Considerando el elemento de volumen representado en la Fig. F.2, asumiendo un sistema de coordenadas fijas en la cual las velocidades son definidas como v_j que es la velocidad de las especies j, dando lugar al flujo molar N_j .

$$N_j = c_j \cdot v_j \quad j = 1, 2, \dots, n_s$$

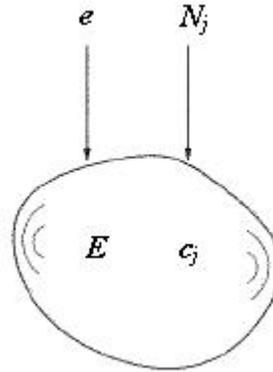


Fig.F. 2 Elemento de volumen en un sólido estacionario, que contiene densidad de energía E y concentraciones molares c_j , con un flujo de energía e y un flujo molar N_j

E es la energía total dentro del elemento de volumen y e es el flujo de energía total a través de la superficie limitante debido a todos los mecanismos de transporte. La conservación de la masa y la energía para el elemento de volumen implica

$$\frac{dc_j}{dt} = -\nabla \cdot N_j + R_j \quad j = 1, 2, \dots, n_s \quad \text{Ec.F. 7}$$

$$\frac{dE}{dt} = -\nabla \cdot e$$

R_j da cuenta de la producción de especies j debido a la reacción química. La energía interna es la contribución dominante de la energía total, y despreciando la cinética, el potencial y otras formas de energía, lo que queda es $E = U$.

Cuando se considera la difusión de masa en una partícula sólida estacionaria, se puede asumir que el flujo másico está dado aproximadamente por

$$N_j = -D_j \nabla c_j \quad j = 1, 2, \dots, n_s \quad \text{Ec.F. 8}$$

D_j es la difusividad efectiva para las especies j . Nótese que se desprecia una variedad de otros posibles mecanismos de transporte, incluyendo el flujo de especies j debido a los gradientes de concentración de las otras especies, y el flujo de las especies j debido a los gradientes de temperatura (difusión térmica), gradientes de presión y campos gravitacionales

u otros campos externos (difusión forzada). El flujo de energía total puede ser entonces aproximado por

$$e = -\hat{k}\nabla T + \sum_j N_j H_j \quad \text{Ec.F. 9}$$

La expresión anterior da cuenta de la transferencia de calor por conducción, en la cual \hat{k} representa la conductividad térmica efectiva del sólido, y transporta la energía debido a la difusión de masa. Se han despreciado algunos efectos de viscosidad y el flujo de energía debido a los gradientes de concentración y radiación. De esta manera el balance de energía se transforma en

$$\frac{\partial(\rho\hat{U})}{\partial t} = \nabla \cdot \hat{k}\nabla T - \sum_j [(\nabla \cdot N_j)H_j + N_j \cdot \nabla H_j] \quad \text{Ec.F. 10}$$

Considerando estado estacionario y fijando en tiempo derivativo en cero, la ecuación F.7 produce

$$0 = -\nabla \cdot N_j + R_j \quad \text{Ec.F. 11}$$

Sustituyendo la ecuación F.11 en la F.10, usando la definición de calor de reacción y fijando el tiempo derivativo en cero, se obtiene

$$0 = \nabla \cdot \hat{k}\nabla T - \sum_i \Delta H_{Ri} r_i - \sum_j N_j \cdot \nabla H_j \quad \text{Ec.F. 12}$$

Finalmente, como de manera frecuente se asume que la difusividad, conductividad térmica y entalpía parcial molar son independientes de la temperatura y composición, se pueden escribir los balances de masa y energía en estado estacionario, que están dados por el siguiente par de ecuaciones:

$$0 = D_j \nabla^2 c_j + R_j \quad \text{Ec.F. 13}$$

$$0 = \hat{k} \nabla^2 T - \sum_i \Delta H_{Ri} r_i \quad \text{Ec.F. 14}$$

F.4 Reacción de primer orden en un pellet esférico

En esta sección se considerara una reacción simple, irreversible y de primer orden que ocurre en un pellet esférico ($A \rightarrow B$; $r = k \cdot c_a$) y se trabajará bajo las siguientes suposiciones:

- Pellet catalítico de geometría esférica
- Reacción de primer orden
- Resistencia de transferencia de masa externa despreciable

Sustituyendo la velocidad de producción en la ecuación F.12, expresando la ecuación en coordenadas esféricas y asumiendo simetría en el pellet en las coordenadas θ y φ , se obtiene

$$D_a \frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left(r^2 \frac{dc_a}{dr} \right) - k \cdot c_a = 0 \quad \text{Ec.F. 15}$$

En la ecuación F.15, D_a es la difusividad efectiva en el pellet para la especie A; la constante de velocidad de primer orden k , debe tener unidades inversas de tiempo y con esto se debe ser muy cuidadoso, ya que por lo general para las reacciones heterogéneas las constantes de velocidad son expresadas por masa o área de catalizador y se deben incluir el factor de conversión, la densidad o área del catalizador para lograr las dimensiones necesarias.

Para resolver la ecuación F.15 se requieren 2 condiciones de contorno, las cuales se obtienen a partir de la suposición de que la concentración exterior del contorno del pellet c_{as} es conocida y la simetría del pellet esférico implica la desaparición de la derivada en el centro del pellet; por lo tanto las condiciones de contorno para la ecuación F.15 son

$$\begin{aligned} c_a &= c_{as} & r &= R \\ \frac{dc_a}{dr} &= 0 & r &= 0 \end{aligned}$$

Para simplificar este tipo de problemas, usualmente se lleva a una forma adimensional; en este caso la ecuación F.15 contiene dos cantidades dimensionales: la longitud y la concentración. Para el caso de la longitud, se puede utilizar el radio de la esfera R como

escala de longitud, pero una mejor opción es usar la razón entre el volumen y la superficie del pellet. Para la esfera, su longitud característica es

$$a = \frac{V_p}{S_p} = \frac{4/3 \cdot \pi \cdot R^3}{4 \cdot \pi \cdot R^2} = \frac{R}{3} \quad \text{Ec.F. 16}$$

Por otro lado, la única aparición de la concentración en el problema es la concentración en la superficie en la condición de contorno, así es que se utilizara esta variable para adimensionalizar la concentración

$$\bar{r} = \frac{r}{a}, \quad \bar{c} = \frac{c_a}{c_{as}}$$

La división por ambas cantidades adimensionales en la ecuación F.15, produce

$$\frac{1}{\bar{r}^2} \frac{d}{d\bar{r}} \left(\bar{r}^2 \frac{d\bar{c}}{d\bar{r}} \right) - \Phi^2 \cdot \bar{c} = 0 \quad \text{Ec.F. 17}$$

$$\bar{c} = 1 \quad \bar{r} = 3$$

$$\frac{d\bar{c}}{d\bar{r}} = 0 \quad \bar{r} = 0$$

Φ esta dado por:

$$\Phi = \sqrt{\frac{k \cdot a^2}{D_a}} \quad \text{Ec.F. 18}$$

El grupo adimensional Φ en el modelo se conoce como Módulo de Thiele, y este cuantifica la razón de la velocidad de reacción con respecto a la velocidad de difusión en el pellet.

Para hallar el modelo se debe resolver la ecuación F.17 con las condiciones de contorno dadas, y dado que la reacción es de primer orden y que el modelo es lineal, se puede derivar una solución analítica., para lo que resulta muy útil el uso de una variable de transformación

$$\bar{c} = \frac{u(\bar{r})}{\bar{r}} \quad \text{Ec.F. 19}$$

Sustituyendo la relación dada por F.19 en la ecuación F.17, se genera una ecuación diferencial simple para $u(\bar{r})$,

$$\frac{d^2u}{d\bar{r}^2} - \Phi^2 \cdot u = 0 \quad \text{Ec.F. 20}$$

Para las condiciones de contorno transformadas:

$$\begin{aligned} u = 3 & \quad \bar{r} = 3 \\ u = 0 & \quad \bar{r} = 0 \end{aligned}$$

La condición de contorno $u = 0$ en $\bar{r} = 0$ garantiza que \bar{c} es finita en el centro del pellet. El resultado de la ecuación diferencial F.20 esta dado por

$$u(\bar{r}) = C_1 \cdot \cosh(\Phi \bar{r}) + C_2 \cdot \sinh(\Phi \bar{r}) \quad \text{Ec.F. 21}$$

Las constantes C_1 y C_2 son determinadas por las condiciones de contorno, obteniendo la solución final para el modelo

$$\bar{c}(\bar{r}) = \frac{3 \sinh(\Phi \bar{r})}{\bar{r} \sinh(3\Phi)} \quad \text{Ec.F. 22}$$

Ahora calculemos la velocidad de producción total del pellet dada por este perfil de concentraciones. Este cálculo se puede realizar de dos maneras. El primer y más directo método es integrar la velocidad de producción local sobre el volumen del pellet. El segundo método es usar el hecho que, en estado estacionario, la velocidad de consumo del reactante dentro del pellet es igual a la velocidad a la cual el material fluye a través de la superficie exterior del pellet. Estas dos expresiones son

$$R_{Ap} = \frac{1}{V_p} \int_0^R R_A(r) 4\pi r^2 dr \quad \text{Integral de volumen} \quad \text{Ec.F. 23}$$

$$R_{Ap} = -\frac{S_p}{V_p} D_A \left. \frac{dc_A}{dr} \right|_{r=R} \quad \text{Flujo en la superficie} \quad \text{Ec.F. 24}$$

(asumiendo estado estacionario)

La velocidad de producción local está dada por $R_A(r) = -kc_A(r)$. Sustituyendo la velocidad de producción local en la ecuación F.23 y convirtiendo la integral en una expresión adimensional se tiene

$$R_{Ap} = -\frac{kC_{As}}{9} \int_0^3 c(r)r^2 dr \quad \text{Ec.F. 25}$$

Sustituyendo el perfil de concentraciones, ecuación F.22, y cambiando la variable de integración a $x = \Phi r$ se obtiene

$$R_{Ap} = -\frac{kC_{As}}{3\Phi^2 \sinh 3\Phi} \int_0^{3\Phi} x \sinh x dx \quad \text{Ec.F. 26}$$

Integrando esta expresión se obtiene finalmente

$$R_{Ap} = -kC_{As} \frac{1}{\Phi} \left[\frac{1}{\tanh 3\Phi} - \frac{1}{3\Phi} \right] \quad \text{Ec.F. 27}$$

Si la difusión fuera arbitrariamente rápida, la concentración en todo el pellet podría ser igual a la concentración en la superficie, correspondiendo al límite $\Phi = 0$. La velocidad en el pellet para este caso limitante es simplemente

$$R_{As} = -kC_{As} \quad \text{Ec.F. 28}$$

El factor de eficacia η se define como la razón entre la velocidad de reacción en el pellet y la velocidad de reacción en la superficie exterior

$\eta \equiv \frac{R_{Ap}}{R_{As}}$	Factor de eficacia
-------------------------------------	--------------------

El factor de eficacia es la velocidad de producción adimensional del pellet que mide cuan efectivamente esta siendo utilizado el catalizador. Para η cercano a la unidad, el volumen completo del pellet está reaccionando a una velocidad alta porque el reactante es capaz de difundir rápidamente a través del pellet. Para η cercano a cero, el pellet reacciona a velocidades bajas. El reactante es incapaz de penetrar significativamente en el interior del

pellet y la velocidad de reacción es pequeña en una gran porción del volumen del pellet. La resistencia difusional del pellet es grande y esta resistencia hace que disminuya la velocidad de reacción total. Sustituyendo las ecuaciones F.27 y F.28 en la definición del factor de eficacia para una reacción de primer orden en un pellet esférico se obtiene

$$\eta = \frac{1}{\Phi} \left[\frac{1}{\tanh 3\Phi} - \frac{1}{3\Phi} \right] \quad \text{Ec.F. 29}$$

F.5 *Diseño de reactores de lecho fijo*

Dado nuestro detallado entendimiento del comportamiento de una partícula de catalizador, ahora estamos preparados para empacar un tubo con un lecho de aquellas partículas y resolver el problema de diseño de un reactor de lecho fijo. En el reactor de lecho fijo, se distinguen dos fases. La fase de corriente de fluido que pasa a través del lecho y transporta los reactantes y productos a través del reactor. El proceso de reacción-difusión toma lugar en la fase sólida del catalizador. Las dos fases se comunican entre si mediante intercambio de masa y de energía en la superficie exterior del catalizador.

A continuación se interconectarán las explicaciones de todos los eventos descritos anteriormente.

Relacionando el catalizador y el fluido

Se asume que:

- Exterior uniforme del pellet catalítico. La partículas son pequeñas comparadas con la longitud del reactor.
- Flujo pistón en el lecho, sin perfil radial.
- Difusión axial despreciable en el lecho
- Estado estacionario

Fluido: en la fase fluido, consideramos el flujo molar de todas las especies, la temperatura y la presión. La caída de presión dentro del tubo no se puede despreciar debido a la existencia del lecho catalítico. Para describir la caída de presión en el packing del tubo se pueden

utilizar correlaciones empíricas, como por ejemplo la ecuación de Ergun (F.32). Por lo tanto en esta fase se tienen las siguientes ecuaciones diferenciales:

$$\frac{dN_j}{dV} = R_j \quad \text{Ec.F. 30}$$

$$Q\rho\bar{C}_p \frac{dT}{dV} = -\sum_i \Delta H_{Ri} r_i + \frac{2}{R} U^0 (T_a - T) \quad \text{Ec.F. 31}$$

$$\frac{dP}{dV} = -\frac{(1-\varepsilon_B)}{D_p \varepsilon_B^3} \frac{Q}{A_C^2} \left[150 \frac{(1-\varepsilon_B)\mu_f}{D_p} + \frac{7}{4} \frac{\rho Q}{A_C} \right] \quad \text{Ec.F. 32}$$

Las condiciones de frontera para esta fase son proporcionadas por las condiciones de alimentación

$$N_j = N_{if} \quad z = 0$$

$$T = T_f \quad z = 0$$

$$P = P_f \quad z = 0$$

Catalizador: dentro del catalizador, se debe considerar la concentración de todas las especies y la temperatura. Los efectos de la presión son despreciables dentro del pellet. Se tienen las siguientes ecuaciones diferenciales para el catalizador

$$D_j \frac{1}{r^2} \frac{d}{dr} \left(r^2 \frac{d\tilde{c}_j}{dr} \right) = -\tilde{R}_j \quad \text{Ec.F. 33}$$

$$k \frac{1}{r^2} \frac{d}{dr} \left(r^2 \frac{d\tilde{T}}{dr} \right) = \sum_i \Delta H_{Ri} \tilde{r}_i \quad \text{Ec.F. 34}$$

Las condiciones de frontera son proporcionadas por las velocidades de transferencia de masa y calor en la superficie exterior del pellet, y la condiciones de pendiente cero en el centro del pellet

$$\frac{d\tilde{c}_j}{dr} = 0 \quad r = 0 \quad \text{Ec.F. 35}$$

$$D_j \frac{d\tilde{c}_j}{dr} = k_{jm} (c_j - \tilde{c}_j) \quad r = R \quad \text{Ec.F. 36}$$

$$\frac{d\tilde{T}}{dr} = 0 \qquad r = 0 \qquad \text{Ec.F. 37}$$

$$\tilde{k} \frac{d\tilde{T}}{dr} = k_T (T - \tilde{T}) \qquad r = R \qquad \text{Ec.F. 38}$$

Relación de las ecuaciones: finalmente, se iguala la velocidad de producción experimentada por el fluido con la velocidad de producción dentro de las partículas, que es donde la reacción toma lugar. Análogamente. Se iguala el cambio de entalpía de reacción experimentado por el fluido al cambio de entalpía de reacción que ocurre dentro de las partículas.

Para convertir la velocidad por volumen de partícula a velocidad por volumen de reactor se requiere la porosidad del lecho. La porosidad del lecho o factor de hueco ε_B , se define como el volumen de huecos por volumen de reactor. El volumen de catalizador por volumen de reactor es por lo tanto $1 - \varepsilon_B$. Esta información puede ser presentada de varias maneras equivalentes. Tanto la densidad del pellet ρ_p como la del lecho ρ_B pueden ser medidas fácilmente.

Finalmente las expresiones quedan como:

$$R_j = -(1 - \varepsilon_B) \frac{S_p}{V_p} D_j \frac{dc_j}{dr} \Big|_{r=R} \qquad \text{Ec.F. 39}$$

$$\sum_i \Delta H_{Ri} r_i = (1 - \varepsilon_B) \frac{S_p}{V_p} k \frac{d\tilde{T}}{dr} \Big|_{r=R} \qquad \text{Ec.F. 40}$$