



UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

Departamento de Ingeniería Química

TRABAJO DE DIPLOMA

Estrategia para la evaluación de las posibilidades de modificación de una planta de Ácido Sulfúrico.

Autora: Jessica Carmona Molina.

Tutores: Dr. Cs Erenio González Suárez.

Lic. Jenny Castillo Serrano.



UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

Chemical Engineering Department

DIPLOMA THESIS

**Strategy for the evaluation of possibilities the modification of
one Sulfuric Plant.**

Author: Jessica Carmona Molina.

Thesis Director: Dr. Cs Erenio González Suárez.

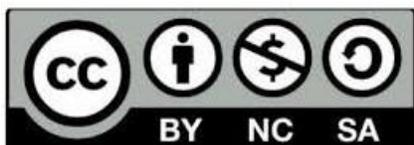
Lic. Jenny Castillo Serrano.

Santa Clara, June, 2019
Copyright©UCLV

Este documento es Propiedad Patrimonial de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, y se encuentra depositado en los fondos de la Biblioteca Universitaria “Chiqui Gómez Lubian” subordinada a la Dirección de Información Científico Técnica de la mencionada casa de altos estudios.

Se autoriza su utilización bajo la licencia siguiente:

Atribución- No Comercial- Compartir Igual



Para cualquier información contacte con:

Dirección de Información Científico Técnica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Carretera a Camajuaní. Km 5½. Santa Clara. Villa Clara. Cuba. CP. 54 830

Teléfonos: +53 01 42281503-1419.

DEDICATORIA:

A toda mi familia

A ustedes, por estar a mi lado en las buenas y malas, por darme su apoyo incondicional sin esperar nada a cambio, a ustedes, por todo el amor que han derrochado en mí.

A mi abuela Ada

Que me crío, que me hizo la mujer que soy hoy, que representa el pilar fundamental de mi vida, a ella la persona que amo con todo mi corazón.

A mi mamá:

Que la vida no le permitió verme en este día tan especial donde me convierto en una ingeniera, para ella va dedicada esta tesis y todo el esfuerzo que puse en esta, espero este muy orgullosa de mi donde quiera que se encuentre, estarás por siempre en mi vida y en mi corazón.

A mi papá:

Porque es una de las personas más importantes en mi vida a la cual le debo todo, por ser un gran ejemplo para mí y apoyarme siempre en cada situación que se ha presentado. Simplemente por ser el gran padre que es.

AGRADECIMIENTOS.

A mi tutor Erenio González Suárez, por los conocimientos que me ha brindado, por dedicarme gran parte de su tiempo, por la confianza que siempre ha depositado en mí, porque nunca faltaron sus consejos de buen padre y de buen amigo.

A toda mi familia por apoyarme en mis decisiones, por cuidar cada paso que doy, cada sueño, porque me han enseñado que, con esfuerzo, el camino de la vida es más fácil de transitar, por aguantar mis cambios de humor durante este período tan difícil e importante para mí, siempre con una sonrisa, un consejo y palabras de aliento para poder superar las adversidades que se presentaron en el camino y darme fuerzas para llegar a la meta propuesta porque lo que soy hoy, se resume en cada uno de ellos. Gracias por hacerme tan feliz porque sin ustedes no hubiera podido lograrlo. Los amo.

A los compañeros de aula, por la oportunidad que tuve de conocerlos a todos y de compartir junto a ustedes gracias.

A mis amigas de siempre Lianet, Liseth, Aliani Araujo , Leidy Laura, Claudia, Andrea a todas y a cada una quiero agradecerles por ser parte de mi vida, porque fueron como una familia para mí, por todas las cosas compartidas, por los buenos momentos que serán inigualables y también por los malos en donde fueron parte importante de mi vida y nunca me dejaron sola, por todas las noches de desvelos que compartimos juntas, por la amistad que creció entre todas y por regalarme tantos momentos lindos e inolvidables. Sepan que aunque no nos veamos tan seguidamente a partir de ahora siempre tendrán una parte especial guardada en mi corazón.

A aquellas personas que me ayudaron a terminar con éxito mi tesis y he molestado en este tiempo: Raúl Rojo, mi tía Lili y Evelio, Jenny Castillo sin ustedes no hubiera podido concluir, gracias.

A todas aquellas personas que de una manera u otra no escatimaron esfuerzos, contribuyeron a la realización de este trabajo y participaron o estuvieron presentes en mi vida... a los que no mencioné... a todos, GRACIAS.

RESUMEN

En el trabajo presente se aborda la problemática de evaluar las posibilidades de crecimiento de producciones de la industria química, para ello se propone un procedimiento heurístico que incluye la evaluación de la posibilidad de una nueva inversión o modernizar e intensificar una instalación existente.

Específicamente se analiza la posible solución para la producción de Ácido Sulfúrico en lo que tiene un papel primordial la existencia de una instalación industrial en la provincia de Matanzas fundada en los años cuarenta.

El trabajo reporta los estudios para su modernización, lo que obliga a los estudios de mercado, los balances de materiales y energía para satisfacer esa demanda en la instalación existente y la evaluación de propuestas innovativas en el enfriamiento de los gases productos de las reacciones con la inclusión de intercambiadores de nueva inversiones diseñados en condiciones óptimas con apoyo del método de Lagrange. Se incluyó una propuesta de torre de enfriamiento también diseñada en condiciones óptimas mediante el segmento áureo.

Finalmente se incluyó un análisis técnico económico, recurriendo a la metodología de Peter y Timmerhaus y con estos resultados se determinaron los indicadores dinámicos de las inversiones necesarias para instrumentar la innovación; resultando un VAN de: 343 719 USD, una TIR de: 47%, y un PRD de: 3,5 años.

SUMMARY

The present work deals with the problem of evaluating the possibilities of growth of productions of the chemical industry, for this, a heuristic procedure is proposed that includes the evaluation of the possibility of a new investment or modernizing and intensifying an existing installation.

Specifically, the possible solution for the production of sulfuric acid is analyzed in what has a primary role the existence of an industrial facility in the province of Matanzas founded in the forties.

The work reports the studies for its modernization, which forces the market studies, the material and energy balances to satisfy that demand in the existing installation and the evaluation of innovative proposals in the cooling of the gases products of the reactions with the inclusion of new investment exchangers designed under optimal conditions with the support of the Lagrange method. If I include a proposed cooling tower also designed in optimal conditions through the golden segment.

Finally, a technical economic analysis was included, using the methodology of Peter and Timmerhaus and with these results were determined the dynamic indicators of the investments necessary to implement the innovation; resulting a VAN of: 343 719 USD an TIR of: 47%, and a PRD of: 3,5 years.

TABLA DE CONTENIDO.

INTRODUCCIÓN	10
CAPÍTULO I: Análisis de la literatura para fundamentar las bases en la elaboración de la metodología.....	13
1.1. Posibilidades del Análisis de Procesos.....	13
1.2. El análisis de procesos en la determinación de tareas de intensificación y reconstrucción:.....	14
1.3. Consideraciones para la elaboración de la metodología.....	15
1.4. Los modelos matemáticos en el análisis de procesos.....	19
1.5. Diseño de procesos más limpios.....	21
1.6. Elaboración de la metodología para el estudio de alternativas de incremento de la disponibilidad de productos químicos.....	21
Conclusiones Parciales:.....	25
CAPÍTULO II: Aplicación de la metodología al estudio para la solución de la demanda de ácido sulfúrico.....	27
2.1. Estudio de mercado.....	27
2.2. Características de las materias primas fundamentales y el producto final.....	30
2.3 Proyecto tecnológico.....	32
2.3.1 Descripción del proceso.....	32
2.4. Requerimientos.....	43
2.5. Tarea de Inversión.....	44
2.6. Inversiones inducidas o auxiliares que requiere la inversión principal.....	45
Conclusiones parciales:	45

CAPÍTULO III: Estudios tecnológicos del proceso instalado a innovar.	46
3.1. Balance de masa del ácido sulfúrico.	46
3.2. Balance de energía.	50
3.3. Metodología para la optimización de Intercambiadores de calor a través del método de Lagrange.	53
3.4. Aplicaciones de la metodología para el diseño óptimo, de los intercambiadores de calor a la salida de cada convertidor.	63
3.5 Diseño óptimo de la torre de enfriamiento.	70
3.6. Análisis dinámico de las inversiones realizadas.	71
Conclusiones parciales:	71
CONCLUSIONES GENERALES.	72
RECOMENDACIONES.	73
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	74
ANEXOS	80

INTRODUCCIÓN

Una tarea primordial en la etapa de desarrollo de Cuba es el incremento de la eficiencia económica de los procesos tecnológicos, y en particular, la eficiencia de los recursos invertidos.

El desarrollo incesante de la ciencia y la técnica, crea nuevas posibilidades tecnológicas a los procesos productivos, a la par que se establecen mayores requerimientos en la calidad de los productos, lo que es, además, una necesidad impostergable en la formación de los fondos exportables que contribuyan a la adquisición de divisas para el país. Por otro lado la explotación sistemática de una instalación de la industria de procesos químicos, origina un deterioro progresivo que no obstante, la prioridad que reciba el mantenimiento en la actividad industrial, hace que con el tiempo una instalación se encuentre ante la doble situación de enfrentar deterioro, tanto desde el punto de vista de la actualidad tecnológica, como de su estado técnico.

La solución más apropiada para la restauración de las posibilidades de una instalación, en la situación antes citada, es ejecutar un proceso de reconstrucción; sin embargo, esto implica siempre un gasto de recursos inversionistas, y una eventual afectación al tiempo de operación de la instalación para poder realizar las tareas de reconstrucción. Por lo anterior debe lograrse que las tareas de construcción tengan el alcance deseado y un efecto prolongado en el tiempo de explotación de la instalación. En el diseño de nuevas instalaciones de la industria química y fermentativa no debemos perder de vista que, en la actualidad, en la economía mundial ocurre una globalización de los mercados, caracterizada por una competencia creciente, que presiona hacia la búsqueda de tecnologías basadas en conocimientos científicos cuya incorporación al sistema productivo permiten reducir costos, mejorar la calidad, ahorrar energía y materias primas escasas, a la par de aumentar la productividad de la fuerza de trabajo. La incidencia de las materias primas en la producción se ve desplazada por el creciente peso del conocimiento en ella, en lo que se ha dado en llamar desmaterialización de la economía. Debemos partir en nuestro análisis, del hecho de que hoy en día, es un rasgo distintivo de la época, la penetración frontal de la ciencia en los secretos de la naturaleza, de manera que es una necesidad imperiosa del mundo moderno el dominio de las ciencias

naturales y técnicas, así como de las sociales. Es entonces necesario, reforzar la estrategia socio - económica aplicada que incorpore el conocimiento y los avances de la ciencia y las tecnologías, a las necesidades del desarrollo de los procesos de industria química. El desarrollo de la ciencia y la tecnología está determinado en gran medida por los propósitos económicos y sociales del país.

La vida útil de una instalación industrial necesariamente se extiende hacia el futuro, por lo tanto el diseño óptimo debe tratar de asegurar las mejores condiciones futuras, de manera que mientras más incierto e impreciso es el pronóstico, más incierto e impreciso es el diseño óptimo, sin embargo, lo característico es que acometamos solamente el paso inicial en una larga campaña de producción, que implicará la construcción de varios sistemas tecnológicos a través de los años por lo que el pronóstico es indispensable debido a que los errores en las respuestas del sistema tecnológico a las demandas futuras son penalizados costosamente, lo que refuerza la necesidad de determinar el mejor tamaño inicial en un sistema de procesos, así como las variables requeridas para su diseño y construcción, lo que se logra con un acertado sistema de pronóstico que descansa en una adecuada gestión de conocimiento en concordancia con una conducta proactiva que permita aprovechar las oportunidades que el desarrollo científico técnico pueda brindar a la competitividad de las tecnologías que se instalan, así como las fortalezas de la tecnología que mediante un análisis de concurrencia se seleccione, previendo acciones de innovación tecnológica que permitan mitigar en el tiempo las amenazas y las debilidades de la tecnología instalada.

Para satisfacer las existentes y crecientes demandas de productos químicos se debe evaluar ante todo las demandas existentes y crecientes del mercado, en lo cual la incertidumbre está siempre presente (Rudd y Watson, 1980) , pero además se requerirá decidir las rutas alternativas para satisfacer esa demanda, en lo cual muchas decisiones incluso inversionistas se requerirán.

En estas condiciones es un problema socio-económico y científico es la no existencia de una metodología científicamente fundamentada que permita evaluar el camino más apropiado para el desarrollo de la industria química en Cuba.

En el desarrollo de la Industria Química se ha trabajado con especial fuerza en la intensificación de procesos químicos con varios trabajos condensado por González (1991), más recientemente se ha trabajado también en el desarrollo de nuevos procesos tecnológicos (Mesa, 2010), reconversión de plantas químicas (Morales, 2012), sin embargo todos estos trabajos son insuficientes para enfrentar la tarea que hoy se plantea sobre el desarrollo de la industria química y fermentativa por lo que se plantea como problema científico el siguiente :

No existe la capacidad de producción necesaria en el país para satisfacer la demanda de determinados productos químicos por lo que se requiere una estrategia práctica para evaluar alternativas de solución a este problema en casos específicos.

Este problema científico - económico permite proponer la siguiente hipótesis:

Si se elabora una estrategia para aumentar la producción de químicos basada en la evaluación de alternativas de intensificación de instalaciones existentes y nuevas inversiones, en su validación permitiría incrementar las disponibilidades de un determinado producto químico en el país con gastos y financiamientos mínimos.

Es por lo tanto necesario validar esta hipótesis, por lo que el Objetivo General es: Aplicar una estrategia elaborada para el incremento de las disponibilidades de un producto químicos con mínimos gastos inversionistas sobre bases científicamente fundamentadas.

Objetivos específicos:

1. Elaborar sobre la base de la experiencia existente, un procedimiento que permita en cada tipo de producto decidir si incrementar la capacidad de producción de la fábrica ya existente o realizar una nueva inversión.
2. Elaborar sobre la base de la experiencia existente, una metodología para intensificar o incrementar la capacidad de obtención de una planta de productos químicos ya existentes.
3. Aplicar la metodología elaborada a una propuesta de alternativa de intensificación de una instalación existente para mejorar la disponibilidad de un determinado producto químico.

CAPÍTULO I: Análisis de la literatura para fundamentar las bases en la elaboración de la metodología.

1.1. Posibilidades del Análisis de Procesos:

Kafarov (1974) afirmó con razón que el desarrollo de la industria moderna ha promovido nuevas exigencias en la organización de los trabajos científicos investigativos, en la proyección de las plantas químicas y en las realización de los regímenes óptimos de los procesos químicos; de ahí que el problema de la aplicación del Análisis Complejo de Procesos como aporte a la intensificación de la utilización de instalaciones de la industria de procesos químicos, es un asunto cardinal. El análisis de procesos consiste en un amplio estudio científico –técnico y técnico – económico de un proceso existente o concebido en lo referente a las posibilidades de realización óptima de los objetivos previstos.

El análisis de procesos es además, el desarrollo de procedimientos para encontrar una solución mediante el descubrimiento de las partes débiles en el proceso de producción y la creación de medidas para su eliminación parcial o completa, por lo que es un método idóneo para la evaluación integral de las reconstrucciones industriales.

El análisis de procesos incluye el análisis detallado de los procesos para obtener los modelos matemáticos que lo representen, y el estudio de varias alternativas con ayuda de estos modelos. Las ventajas que presenta hacen posible:

- Experimentos más económicos en la Planta;
- Ensayar mediante el modelo condiciones de operación impracticables en la Planta;
- Estudiar la inclusión o supresión de factores o elementos de un sistema para evaluar si las modificaciones son compatibles;
- Repetir experimentos con eliminación de los errores;
- Estudiar los lazos de control automático;
- Ensayar la sensibilidad de los parámetros básicos y el costo del sistema;
- Estudiar la estabilidad del sistema frente a diferentes perturbaciones.

Por estas razones el análisis de los procesos constituye un elemento muy importante para elaborar una decisión más científica y responsable en la ejecución de una tarea de reconstrucción.

1.2. El análisis de procesos en la determinación de tareas de intensificación y reconstrucción:

En la determinación de las tareas de reconstrucción de una planta química, se requiere un dominio completo del objeto estudiado, lo que solo se logra mediante un análisis complejo (integral) del proceso cuya esencia es:

- La inclusión de varios elementos y etapas del proceso ;
- Descubrimiento y aprovechamiento de reservas del proceso;
- Aspiración de objetivos en relativamente un gran número de direcciones de trabajo;
- La inclusión en el análisis de comparaciones (con niveles óptimos o mundiales) y la derivación de planes de medidas para lograr los resultados.

Lo anterior permite que se elaboren estudios multilaterales de una instalación de la industria química, en los que se incluyan de forma convergente a través del análisis de procesos los resultados de varias direcciones del trabajo científico.

En una industria química las tareas de reconstrucción planteadas como se ha dicho, por diagnósticos tecnológicos o del estado técnico del equipamiento, deben tender a la solución total de los puntos débiles del sistema, y por ello en el análisis complejo de procesos (ACP) inciden diversos factores (Anexo 1):

Problemas en las materias primas, en los portadores energéticos, en el deterioro de los equipos o en el efecto contaminante de sus residuales, requiere una revisión de la propia concepción tecnológica del proceso productivo, por lo que es necesario desarrollar de forma alternativa, y en muchos casos paralelas, la intensificación de un proceso, así como el desarrollo o importación de una nueva tecnología.

En la practica el problema de la importación de instalaciones para la realización de inversiones propuestas se resuelve a menudo de tal forma que el vendedor se responsabiliza con la instalación completa en funcionamiento, de acuerdo con los parámetros técnicos y económicos establecidos ;con lo que el riesgo de pérdidas del comprador es menor (González *et al.*, 1987).

En la inversión de una instalación industrial quien no se ocupe de los problemas de las materias primas, de los desechos y de los productos secundarios debe resolverlo con posterioridad en forma acelerada, con el consiguiente gasto adicional e interrupciones operativas.

Cada inversión exige por parte del comprador una preparación técnica e ingenieril que asegure una rápida puesta en marcha y una efectiva dirección de la instalación en la etapa productiva (Schuart y Backhauss, 1987).

1.3. Consideraciones para la elaboración de la metodología.

En correspondencia con lo planteado, no se puede dejar de mencionar, que han aparecido en el plano científico nacional varios reportes de resultados investigativos que tienen como factor común el enfoque globalizado e integrador en los estudios de perfeccionamiento de instalaciones industriales los que fueron resumidos metodológicamente por González (1991) y presentados con énfasis en la industria de los derivados de la caña de azúcar (González y Cárdenas, 1995), lo que al incluir los estudios, en condiciones de incertidumbre ha presentado un planteamiento metodológico que implemente los estudios de prospectiva tecnológica a través del Análisis de Procesos en condiciones de incertidumbre (González, 1997).

Precisamente en el rango de problemas que enfrenta una organización, “muchas decisiones se repiten varias veces durante un día de trabajo, mientras que otras ocurren con poca frecuencia y pueden tener lugar en muchos años” (David y Stuart, 1994), tal es el caso de los procesos inversionistas que requieren de la absorción y transferencia de tecnología, y por tanto de la máxima atención de la empresa.

La Ingeniería Económica tiene que jugar un papel en el que los métodos consideren las perspectivas y prospectivas de desarrollo. Se diferencian tres niveles para la toma de decisiones en la mayoría de las compañías (Blank y Tarquin, 1993).

No obstante a lo anterior, en el ámbito nacional, no han aparecido aún con significativa fuerza los aspectos concernientes a la incertidumbre existente en la macrolocalización y en la determinación de capacidades de producción, nuevas e instaladas de diferentes derivados, tanto visto desde el ángulo del interés regional de determinados complejos agroindustriales, como del lado de las posibilidades de desarrollo de un proceso desde

el punto de vista del aprovechamiento de las disponibilidades de materias primas y portadores energéticos con otras producciones de menor potencialidad, pero de mercados regionales; lo que ha sido tratado por Rudd y Watson (1980), pero que requiere de una adecuación metodológica a las condiciones de la industria cubana.

Por tanto, es necesario considerar, entre otros, los siguientes aspectos:

- La demanda del mercado y sus cambios en el futuro.
- La incertidumbre en las disponibilidades de materias primas.
- Las disponibilidades de tecnologías para diferentes procesos.
- Los costos de transportación de las materias primas y los productos terminados.
- La incertidumbre en los niveles de las capacidades iniciales de acuerdo a las demandas del mercado, de su evolución y de los parámetros financieros. Por otro lado, los pronósticos de interés para el ingeniero de procesos se dividen en dos grupos principales: pronósticos de negocios y pronósticos técnicos y de entorno.
- **El pronóstico de negocios** incluye la predicción de la demanda del mercado y de los precios de los materiales, energía y productos terminados, el costo y la mano de obra disponible, la existencia y talento de la competitividad comercial.
- **El pronóstico técnico** incluye predicciones de como la naturaleza puede responder a nuestras acciones; incluyendo las predicciones de vigilancia tecnológica, en temas de interés al proceso, como por ejemplo, las predicciones de la actividad y selectividad de catalizadores, la durabilidad de materiales de construcción, las necesidades para el mantenimiento y reemplazo de equipos, variaciones en las condiciones ambientales.

En la estimación del diseño de una instalación industrial e incluso de la mejor capacidad inicial de un sistema de procesos, en una economía dinámica, está incluido la evolución de la ciencia y la técnica, así como, el incremento de la capacidad de aprendizaje tecnológico de los ingenieros de la planta.

En lo relativo a la investigación científica, es necesario incorporar como segmentos importantes: la producción científica en términos de problemas cardinales de las ciencias y la incorporación a redes internacionales de generación de conocimiento.

Como se comprende, tales metas del conocimiento no se pueden lograr sin una oportuna gerencia proactiva, pues, aunque a nivel de conocimiento, es posible prever que hacia los próximos cinco o diez años, esto sólo se logra a través de un riguroso trabajo de formulación y evaluación de proyectos, razón por la cual, como se ha dicho, la Gerencia de Desarrollo se complementa con la Gestión de Proyectos.

Como Gerencia del Desarrollo se entiende, la previsión y evaluación de las actividades futuras de las empresas, siendo la esencia de su gestión la selección de oportunidades de negocios y su evaluación.

Por lo anterior, es imprescindible al gerencial el conocimiento en el diseño y escalado de los procesos de la industria química y fermentativa, considerar la incertidumbre pues se ha hecho un problema cardinal de la ingeniería de procesos, al ser una necesidad y además existir las bases científicas para enfrentar este reto.

Los problemas de incertidumbre en la ingeniería de procesos, así como los principios metodológicos para su consideración en el diseño de nuevas instalaciones fueron ordenados por Rudd y Watson (1980) en cuatro direcciones, a saber:

- Los aspectos relacionados con la determinación del mejor ajuste del diseño de un proceso a los cambios futuros;
- Los aspectos concernientes a la incertidumbre de los datos de diseño de los equipos;
- Los aspectos relacionados con la consideración de las fallas operacionales de los equipos componentes del proceso tecnológico en el diseño de instalaciones completas;
- Los aspectos relacionados con el efecto de las variaciones en el entorno, en el diseño y operación de instalaciones de procesos químicos.

En adición a estos aspectos debemos mencionar, considerando la experiencia de los últimos lustros, los estudios de incertidumbre financiera (Lauchy, 2009). Al respecto de la incertidumbre y la información, se ha brindado una fundamentación rigurosa para la toma de decisiones individuales en condiciones en que tienen gran influencia los elementos económicos y las oportunidades del mercado, la cual puede adaptarse a las condiciones de la economía cubana actual (Hirsbleifer y Riley, 1994).

Como antecedentes y referidos en la mencionada obra, en la literatura científica internacional aparecieron entre otros, trabajos como los de los mismos autores, sobre

las correcciones en la incertidumbre de los proyectos, el de (Twaddle y Malloy, 1966) considerando la dinámica económica en la evaluación de una nueva planta química, los de (Watanabe, 1986); (Huang, 1986); (Brestovansky y Rippin, 1986), sobre la gerencia de la incertidumbre. Posteriormente han aparecido otros trabajos dirigidos a la consideración de la incertidumbre en la estrategia de procesos químicos, entre los que resaltan : la obra de (Himmelblau, 1970) condensando toda una experiencia en la detección y diagnóstico de fallas en la industria química, así como los trabajos de (Copen, 1976), y (Bell y Alzakri, 1989) sobre la problemática de la planificación y la toma de decisiones en condiciones de incertidumbre, los de (Gruhn *et al.*, 1980) y (Gruhn *et al.*, 1986) sobre el análisis de la fiabilidad en instalaciones industriales, el trabajo sobre la fiabilidad de los procesos de la industria química, sobre Gerencia e Incertidumbre; el de (Scholz *et al.*, 1987) sobre el diseño óptimo de instalaciones de la industria química considerando la fiabilidad y disponibilidad de los equipos y de (Badea y Cutcutache, 1987) en lo referente a los balances de materiales y energía considerando la incertidumbre, igualmente el trabajo de (Douglas, 1995) sobre el diseño y escalado de procesos en condiciones de incertidumbre en el cual resalta entre otros los aspectos siguientes:

- Al considerar sobre diseños por causa de la incertidumbre, podemos encontrar que las diferencias de costos en procesos térmicamente integrados y los no integrados son prácticamente no significativas;
- La disminución de la incertidumbre genera ahorros considerables, por lo que es altamente estimulante reducir la incertidumbre e incluir sistemas de control.

Lo que justifica en muchos casos que antes de diseñar la instalación para un proceso industrial se invierta en estudios encaminados a minimizar los puntos neurálgicos en la incertidumbre de los nuevos procesos industriales, incluido los aspectos referidos a la calidad de la seguridad de la instalación (Hauptmanns, 2000).

En Cuba resaltan entre otros, los esfuerzos de (Gallardo, 1990), (Domínguez, 1996), (Pedraza, 1997), (Lauchy, 2009) , y (Oquendo, 2002) en la consideración de la incertidumbre en la estrategia de procesos, lo que sin duda es una de las tareas científicas necesarias para la aplicación de los métodos del Análisis Complejo de

Procesos en las condiciones de un país en vías de desarrollo y específicamente en los estudios vinculados al desarrollo de la industria de procesos químicos de acuerdo con lo propuesto por (González *et al.*, 1987).

El Análisis Complejo de Procesos a través de su complejidad ha venido abordando con éxito la consideración de la incertidumbre para determinar la necesidad de la profundización científica (González, 2005a).

La optimización en los procesos de la industria química es siempre un objetivo primordial, tanto para nuevas instalaciones, como la intensificación de las existente , pues el factor clave en la intensificación es la optimización (González, 1982).

El concepto de óptimo como se sabe, está asociado a una función objetivo, las cuales como ha sido descrito por (Adler, 1975), puede ser de las más diversas índoles, entre los que resaltan entre otros:

- Los económicos (Ganancia, Costos, etc.);
- Los Técnico - Económicos (Producción, Fiabilidad, Vida Útil, Eficiencia), etc;
- Los Técnico - Tecnológicos (Rendimiento, Características químico - físicas, o mecánicas de los productos);
- Otros (Fisiológicos, Estadísticos, Estéticos).

1.4. Los modelos matemáticos en el análisis de procesos.

Como Análisis de Procesos conocemos la aplicación de métodos científicos de reconocimiento y definición de problemas y el desarrollo de procedimientos para su solución. Lo que puede puntualizarse como (Himmelblau, 1970):

1. Especificación matemática de un problema para una situación real dada.
2. Análisis pormenorizado para obtener modelos matemáticos.
3. Síntesis y presentación de resultados, para asegurar una total comprensión.

Su aplicación, como los métodos particulares de otras ciencias, se ayuda de la teoría general de los sistemas que tiene una posición intermedia entre la metodología filosófica y los métodos específicos de las ciencias particulares y es un método general de investigación científica que adquiere significado heurístico en el conocimiento científico especializado (Oruzhev, 1974).

En la teoría de los sistemas, el análisis de los mismos es la metódica para la obtención de resultados en el estudio activo, es decir, la acción y dirección de un sistema; para ello se requieren métodos de modelación que sean capaces de representar los aspectos y rasgos que se desean estudiar en el comportamiento de los sistemas.

El Análisis de Procesos se puede realizar bajo un aspecto limitado, unilateral del proceso, o con un enfoque multilateral más complejo. Los análisis parciales, aunque son también necesarios para la economía nacional, sólo brindan soluciones parciales, que no necesariamente tienen que coincidir con las que se logran con un enfoque multilateral más complejo.

En la literatura cubana e internacional se reportan referencias a análisis parciales. Un amplio campo de estos trabajos lo ocupan los análisis de las condiciones tecnológicas en los procesos de la industria química, como son el incremento de las capacidades de producción (Consuegra, 1988), sobre la fiabilidad de los procesos (Krus y Klemes, 1984), sobre los consumos específicos de la producción y los balances de materiales y energía (Rodríguez y Santos, 1986). Todos estos artículos presentan experiencias importantes en la modelación de diferentes procesos de la industria de procesos químicos, que pueden utilizarse en la intensificación de la explotación de equipos y plantas químicas, así como para la proyección de nuevas instalaciones, estas experiencias sólo pueden utilizarse limitadamente, ya que por una parte, han sido elaboradas a partir de situaciones muy específicas, e investigan las posibilidades de optimización de las condiciones del proceso para una base computacional dada, y por otra parte, se fundamentan en estudios técnicos del proceso, que no consideran las restricciones originadas por cambios discretos en los equipos. Otros trabajos realizados desde el punto de vista económico, no tienen en cuenta suficientemente en la creación de variantes alternativas, las variaciones de los valores de uso, y por ello se analizan como si las variantes se diferenciaban sólo por el comportamiento funcional alcanzado y las consecuencias económicas. En la aplicación del Análisis Complejo de Procesos, a ejemplos prácticos concretos se presentan, casi siempre, junto con resultados económicos concretos, un intento de generalizar las experiencias metódicas (González, 1991). Esto ha contribuido a ganar consenso sobre la posibilidad de utilizar de forma sistemática y controlada por métodos fundamentados.

En la literatura se presentan métodos generales y modelos para la optimización con vistas a la elaboración y evaluación de nuevos objetivos parciales, siendo un estímulo fundamental para la realización de los Análisis Complejos de Procesos, los trabajos que reflejan una amplia investigación sobre el comportamiento fiable de los procesos tecnológicos (Guirado *et al.*, 1981; Himmelblau, 1970; Lavestein, 1986; Levenspiel, 1974; Barker, 1977; González, 2008).

La intensificación de la producción mediante el Análisis Complejo de Procesos, requiere la elaboración de objetivos económicos en cada industria de forma concreta, entre lo que se encuentra de acuerdo con la experiencia acumulada (Budde, 1982):

- Aumento de la calidad y la cantidad de los productos elaborados.
- Disminución de los consumos específicos y absolutos de materiales y energía.
- Mejoramiento de las condiciones de trabajo.
- Ahorro de fuerza de trabajo.
- Disminución de la contaminación ambiental.

La función clave de la intensificación es la optimización, por ello todo procedimiento encaminado al desarrollo, conversión o intensificación de un proceso tecnológico de la industria química debe incluir la optimización.

1.5. Diseño de procesos más limpios.

A partir de los años 1980, la industria de procesos químicos comenzó a mostrar interés en la implementación de políticas que analizaran el flujo de contaminantes como flujos de materiales de valor que podían ser recuperados de manera efectiva. Debido a esto en los últimos años se han observado avances significativos en la optimización y síntesis de procesos medioambientales. Estos avances también han sido en respuesta a regulaciones ambientales cada vez de mayor exigencia que han presionado a las industrias a desarrollar estrategias de prevención de la contaminación a un costo rentable (González, 2005a; Area, 2008).

1.6. Elaboración de la metodología para el estudio de alternativas de incremento de la disponibilidad de productos químicos.

De acuerdo con el problema propuesto así como el objetivo general y los objetivos específicos comenzaremos dándole respuesta a lo planteado anteriormente:

Se propone una metodología que sea aplicable basándonos en un análisis previo para darle solución al problema planteado en el país.

Para ello debemos considerar en el primer objetivo a cumplir:

El análisis de la primera etapa del proceso que es el estudio del mercado teniendo en cuenta los siguientes pasos:

- **El primer paso** es determinar el problema que es la falta de productos químicos en el país para darle una solución óptima a este y para ello es necesario conocer la cantidad que se requiere o se necesita de este producto.
- **El segundo paso** es medir la magnitud del problema si tiene demanda o no en el mercado para poder darle solución a las necesidades del pueblo y cumplir con lo que exigen estos y así incrementar la economía del país,

Si la respuesta es afirmativa hay que ir a un **tercer paso** que es la malla de productos químicos para saber si existe ese producto en el mercado, si hay disponibilidad de los insumos necesarios, si existen otros productos derivados y materia prima disponible.

Esto genera una nueva malla química necesaria para garantizar las producciones prospectivamente (Anexo 2).

Como **cuarto paso**, a continuación del estudio de mercado se debe tener en cuenta que para proseguir en la metodología hay que tener presente un estudio tecnológico que sigue con la continuación de los pasos anteriormente planteados y que encierran o dan lugar a la segunda etapa de este trabajo.

Los pasos a seguir gráficamente en esta segunda etapa se presentan en el Anexo 3:

El quinto paso; si existe o no la fábrica las variantes que son posibles analizar:

- Si no existe una instalación y debe realizar una inversión destinada a ella y satisfacer la demanda reduciendo significativamente a cero la importación del producto.
- Si se satisface la demanda actual y prospectiva intensificando la instalación.
- Si es necesario alguna modificación y aplicar el método de reconversión.

Estas variantes se explican a continuación como sigue:

Si no existe una instalación y debe realizar una inversión destinada a ella y satisfacer la demanda reduciendo significativamente a cero la importación del producto:

Las inversiones juegan un papel importante en el aumento de la productividad y el mejoramiento de las condiciones de trabajo, para ello se combina la reproducción intensiva y extensiva cuando ejecutamos el diseño o proyecto de nuevas instalaciones. Además, como se ha dicho, la búsqueda de Tecnologías más Limpias en los procesos en etapa productiva presupone la modificación de las instalaciones existentes mediante un proceso que también requiere inversiones.

Las inversiones se deciden en primera instancia mediante un proceso de análisis de factibilidad económica. La evaluación económica de proyectos de inversión es un proceso sistemático que permite identificar, medir y valorar los costos y beneficios relevantes asociados a una inversión, para emitir un juicio objetivo sobre la conveniencia de su ejecución desde distintos puntos de vista, por lo que se han propuesto estudios previos inversionistas (González, 2005b).

La determinación de la inversión necesaria es una parte importante del proyecto de diseño de una planta. La inversión total de cualquier proceso consiste en la inversión de capital fijo para equipos y facilidades en la planta, además del fondo de capital que se utiliza para el pago de salarios, preservar la materia prima y los productos y otros. Se incluyen los costos de terreno y todos los servicios que se necesitan para la planta.

Existen varios métodos para estimar una inversión, siendo uno de los más utilizado el resumido por Peters y Timmerhaus (1971), también tratado en otras obras científicas (González y Castro, 2012; González y Miño, 2015) en las cuales se ejemplifican análisis económicos en la industria de procesos químicos.

Si se satisface la demanda actual y prospectiva intensificando la instalación:

Los métodos de intensificación de instalaciones industriales han sido expuestos por González y colaboradores en un número variado de casos en la industria de procesos químicos (González *et al.*, 1993), por lo es procedente remitirse a esas experiencias cuando sea necesario.

Oportunidades para la reanimación y reconversión de las plantas:

Estas posibilidades, en el ámbito tecnológico, están presentes en toda la industria de procesos químicos y las experiencias metodológicas (Morales, 2012; Regalado, 1992), recomiendan utilizar en cada decisión métodos de optimización lo que refuerza la

importancia de los métodos matemáticos en la industria de procesos químicos (Mamade *et al.*, 2017). Por otro lado mediante estudios y procedimientos desarrollados por diferentes autores (Aragónés, 2010), se ha podido constatar que los problemas de las facilidades auxiliares deben considerarse en la reconversión de instalaciones de la industria de procesos químicos.

En todas las alternativas se deberán ejecutar gastos inversionistas que evaluarán sus efectos acorde con los métodos clásicos de análisis técnico-económicos de inversiones. Una actividad obligatoria aquí es saber si ¿Existe la tecnología?, para ello se pueden plantear dos variantes:

- Si existe la tecnología disponible en el mercado se realiza la inversión.
- Si no existe desarrollarla y realizar la inversión.

En todo caso deben utilizarse los métodos de análisis de inversiones utilizados en la industria de procesos químicos (Perry, 1969; Peters y Timmerhaus, 1971).

Para el análisis técnico - económico de inversiones se deben analizar los factores que involucran el diseño de procesos, con particular énfasis en los procesos industriales y el trabajo de diseño. El principal logro en esta etapa del conocimiento es haber combinado de forma muy efectiva los principios teóricos con la práctica industrial y se resumen a continuación:

- Evaluación económica preliminar de proyectos de inversión.
- Estudios de mercado.
- Desarrollo de los datos necesarios para el diseño final.
- Evaluación económica final.
- Diseño de ingeniería de detalle.

Todo su estudio gira en función de parámetros técnico-económicos solamente y permiten como resultado y un estudio previo inversionista (González y Castro, 2012).

Sexto paso: Tercera Etapa: Estudio Técnico Económico (Anexo 4).

Seguido del estudio tecnológico se realiza un estudio técnico - económico que lleva consigo la continuación de los pasos a seguir para concluir la metodología planteada que es el objetivo general de este proyecto.

Los pasos son:

Evaluar márgenes de utilidad siempre reduciendo los costos y tener en cuenta la evaluación ambiental, ver si es rentable la planta que es el **primer filtrado**.

En el segundo filtrado es necesario detallar el proceso (Proceso de producción, materias primas, flujo de fondo), presentación de cartas de producción, perfil descriptivo del producto. Análisis de entrada al negocio (Estrategias de entrada). Si cumple las estrategias aplicar la solución y evaluar, en este sentido se ha realizado una propuesta para la evaluación de oportunidades de negocios en la agroindustria cubana (Rabassa, 2016).

La introducción del riesgo en las decisiones de inversión.

La dificultad de poder prever en qué áreas del entorno es posible que ocurran cambios, se ve incrementada por la imposibilidad de saber si ellos serán beneficiosos o contrarios a los intereses del proyecto. Muchas veces mientras el inversionista está en la etapa de búsqueda de las fuentes de financiamiento para iniciar las inversiones proyectadas, los cambios en el entorno dejan obsoleto el resultado del estudio. En muchos casos, sin embargo, las distintas magnitudes que definen la inversión se conocen con un grado de aproximación tal que pueden ser consideradas en la práctica como cierta o subjetivamente cierta, sin que por ello se corra el riesgo de incurrir en errores importantes.

Conclusiones Parciales:

1. El desarrollo de la ciencia y la tecnología está determinada en gran medida por los propósitos económicos y sociales del país, siendo necesario, reforzar la estrategia que incorpore el conocimiento a las necesidades del desarrollo.
2. El análisis de los procesos constituye un elemento importante para elaborar una decisión científica en la ejecución de una tarea de reconstrucción.
3. El problema de inversiones se resuelve a menudo de forma que el vendedor se responsabiliza con la instalación completa en funcionamiento, de acuerdo con los parámetros establecidos; con lo que el riesgo de pérdidas del comprador es menor.
4. Cuando por Gerencia de Conocimientos hablamos, entendemos por esta, la gestión integrada de la generación y asimilación de nuevos conocimientos y de

tecnologías con apoyo de la información, aplicadas a las áreas estratégicas y a los factores críticos de competitividad y pertinencia de una organización.

5. El objetivo en el diseño de una instalación de procesos de la industria química es que sea óptimo y operable, por ello, es imprescindible al gerencial el conocimiento en el diseño y escalado, considerar la incertidumbre.
6. Se requiere pasar de la perspectiva tecnológica tradicional, a una prospectiva tecnológica que tendrá que descansar necesariamente en un análisis multilateral y pormenorizado de los factores y cambios tecnológicos de la empresa, para lo cual debería cumplirse una previsión global, cualitativa y múltiple que cumpla el requisito de ser instrumento para la acción.
7. En el ámbito nacional, no han aparecido aún con significativa fuerza una adecuación metodológica que considere la incertidumbre, a las condiciones de la industria cubana.
8. Se logró elaborar una metodología general a través de los pasos presentados en este capítulo (Anexo 5).

CAPÍTULO II: Aplicación de la metodología al estudio para la solución de la demanda de ácido sulfúrico.

Aplicando la metodología propuesta desarrollamos los siguientes pasos o etapas.

2.1. Estudio de mercado.

El presente Estudio de Mercado tiene como propósito conocer el mercado, del ácido sulfúrico y de interés de la Empresa de Fertilizantes y Plaguicidas, específicamente de la UEB Rayonitro, identificando principalmente las calidades y precio promedio, aspectos técnicos y comerciales enfocados a la realidad del país (Serrano, 2018).

El principal objetivo de este estudio es identificar los consumos nacionales de ácido sulfúrico y modernizar la planta de ácido sulfúrico que funciona en esta UEB desde el año 1942 garantizando un suministro constante y estable a las industrias nacionales.

- El proyecto de modernización permitirá garantizar el suministro para la Industria Nacional excepto la Industria del Níquel.
- El precio promedio del ácido es (200-250 UCdolares).
- Permitiría ayudar a la reactivación económica de la UEB Rayonitro.
- Permitiría la producción de nuevos fertilizantes que actualmente se importan.

Objetivos del Estudio de Mercado.

Precisar la Demanda Nacional del ácido sulfúrico. Conocer principales países productores, exportadores y precios del mercado Internacional.

Los Productos: Ácido sulfúrico 98 %

Bases Legales y Técnicas Vigentes en el País.

Ley No. 81 del 1997 del Medio Ambiente Establece los principios y normas básicas de la gestión ambiental, así como las responsabilidades institucionales para el ejercicio de las actividades de gestión y control de plaguicidas, productos químicos tóxicos de uso industrial y desechos peligrosos.

- Resolución conjunta No. 1 del 1996 del MITRANS y el MININT que reglamenta la transportación y almacenamiento de explosivos industriales, municiones y productos químicos tóxicos.

- Decreto ley No. 199 del 1995 del INRH que establece el régimen de multas por la ejecución de acciones de manejo inadecuado de productos químicos y desechos peligrosos que atenten contra la protección de los recursos hidráulicos.
- El manejo integral de desechos peligrosos está reglamentado en bases generales por la Resolución No. 136/2009 del Ministerio de Tecnología y Medio Ambiente.
- También se consideran otras disposiciones legales vigentes del MITRANS y el MININT.

Antecedentes e historial del proyecto.

En Cuba el ácido sulfúrico se emplea, principalmente, en el tratamiento de agua en las termoeléctricas, las refinerías de petróleo, empresa del níquel, industria azucarera, análisis de laboratorios, en la electroquímica. Otros usos son para la síntesis de ácidos y sulfatos, en la industria petroquímica, producción de pigmentos, tratamiento del acero, extracción de metales no ferrosos, manufactura de explosivos, detergentes, plásticos y fibras. Fabricarlo en Cuba cuesta menos del 50 por ciento del monto que es preciso erogar para importarlo, según estudios realizados en la fábrica perteneciente a la Empresa Química Revolución de Octubre, Camagüey.

La planta perteneciente a la UEB Rayonitro en Matanzas, a 100 kilómetros al este de La Habana, concebida para la producción de ácido sulfúrico fue fundada en el año 1948 con diseño de la firma Nicolay Titlestad Corp, con una capacidad de 40 t/d por el método de Contacto-Simple - Absorción y cuatro etapas de catálisis para suministrar básicamente este producto al 98% como materia prima en la producción de hilaza textil, cuerda y fibranas a la antigua compañía Rayonera.

Con la explotación de la planta se le fueron realizando modificaciones que permitieron aumentar la capacidad de producción a unas 90 t/d con una eficiencia de conversión entre 96-98% y niveles de aprovechamiento de calor del 40%, por lo cual el consumo energético de 110 kWh/t es superior a plantas de tecnologías actuales. En esta planta se restableció parte de su estado técnico en el año 2013 con una duración de un año para el mejoramiento de estructuras civiles y sustitución de equipos tecnológicos, la reparación incluyó hornos, calderas, tanque de proceso, conductos de gases y la instrumentación, una de las cuestiones esenciales para paralizar la fábrica fueron la

contaminación ambiental y el deterioro de la tecnología utilizada hasta ese momento. Para el año 2020 está planificado una nueva acción inversionista, para reducir el consumo de energía sustituyendo intercambiadores de aire por agua.

Diversa y amplia gama de clientes nacionales dependen del Ácido Sulfúrico que produce esta planta. ENERGAS Varadero es un proveedor de la principal materia prima, el Azufre, el Pentóxido de Vanadio utilizado como catalizador es importado de Alemania y Dinamarca.

Mercado Nacional:

Principales clientes de la Planta de Ácido Sulfúrico de Matanzas son:

Termoeléctricas, Centrales Azucareros, Industria de fertilizantes, Industria Textil, Industria Alimenticia, Refinería de Petróleo, Industria Electroquímica, Industria Metalúrgica y Comercio Minorista.

Demanda de ácido sulfúrico 2018 y crecimiento hasta el 2020 (Serrano, 2018).

Demanda 2018	Demanda 2020	Capacidad Instalada actual
	14 t/d	70 t/d

Plan de Importaciones de sulfatos para la agricultura en el 2018.

Tabla 1. Comportamiento del uso del Ácido sulfúrico (Serrano, 2018).

Destino	2020	Ácido sulfúrico
Sulfato de magnesio	10000	8200
Sulfato de zinc	450	300
Sulfato ferroso	15	10
Sulfato de manganeso	90	60
Sulfato de alúmina	10000	8200
Sulfato de sodio	37000	27750
Sulfato de potasio	10000	9400
Sulfato de amonio	80000	60000
Consumo Nacional	9000	9000
		119879

La modernización de la planta de ácido sulfúrico de la UEB Rayonitro permitirá no solo el aseguramiento del consumo nacional actual de este producto sino la sustitución de importaciones de sulfato de magnesio, sulfato de zinc, sulfato ferroso y sulfato de manganeso.

Balance entre la demanda y la capacidad.

La planta ya existente en Matanzas cuenta con una capacidad de 70 t/d para una demanda de 14 t/d, lo que demuestra que la capacidad instalada de producción es mucho mayor que la demanda actual; por lo que es necesario recuperar la eficiencia de sus procesos industriales (Serrano, 2018).

2.2. Características de las materias primas fundamentales y el producto final.

El ácido sulfúrico es un líquido oleoso, incoloro, transparente e inodoro, es químicamente puro, es decir, al 100%, tiene un peso específico de 1,8454. El ácido sulfúrico es el producto químico de mayor producción y consumo a escala mundial y su utilización industrial es debida a dos importantes propiedades:

- 1.- Su carácter fuertemente ácido, cuando está diluido en agua (concentraciones del orden del 1-5%, para que se disocie el segundo protón).
- 2.- Su poder deshidratante, cuando está concentrado (concentraciones superiores al 80%, preferiblemente > 95%). Su precio es bajo.

Es un compuesto químico extremadamente corrosivo cuya fórmula es H_2SO_4 . Es el compuesto químico que más se produce en el mundo, por eso se utiliza como uno de los tantos medidores de la capacidad industrial de los países. Una gran parte se emplea en la obtención de fertilizantes. También se usa para la síntesis de otros ácidos y sulfatos y en la petroquímica. Generalmente se obtiene a partir de dióxido de azufre, por oxidación con óxidos de nitrógeno en disolución acuosa. En agua se comporta como un ácido fuerte en su primera disociación, dando el anión hidrogenosulfato, y como un ácido débil en la segunda, dando el anión sulfato.

Tiene un gran efecto deshidratante sobre las moléculas hidrocarbonadas como la sacarosa. Esto quiere decir que es capaz de captar sus moléculas en forma de agua, dejando libre los átomos de carbono con la consiguiente formación de carbono puro.

El dióxido de azufre u óxido de azufre (IV), es un óxido cuya fórmula molecular es SO_2 . Es un gas incoloro con un característico olor asfixiante. Se trata de una sustancia reductora que, con el tiempo, el contacto con el aire y la humedad, se convierte en trióxido de azufre. La velocidad de esta reacción en condiciones normales es baja. En agua se disuelve formando una disolución ácida. Puede ser concebido como el anhídrido de un hipotético ácido sulfuroso (H_2SO_3). Es inestable en disoluciones ácidas pero forma sales, los sulfitos y hidrogenosulfitos. Es un intermedio en la fabricación del ácido sulfúrico. Por reacción con cloro produce cloruro de sulfúrico (SO_2Cl_2), un importante intermedio en la industria química. Si se hace reaccionar con el cloro y compuestos orgánicos se pueden obtener en una reacción de clorosulfonación directa, los clorosulfonatos como precursores de detergentes y otras sustancias. En estado líquido es un buen disolvente.

El óxido de azufre (VI) o trióxido de azufre (SO_3) es en condiciones estándar (a 25°C y 1 atm) un gas, un contaminante importante, siendo el principal agente de la lluvia ácida. Es el producto de la oxidación del óxido de azufre (IV) con oxígeno en presencia de un catalizador como el pentóxido de vanadio o de platino. Es producido a gran escala como precursor del ácido sulfúrico. Sus fuentes antropogénicas son por la quema de combustibles fósiles. Los riesgos en la salud son irritación extrema, puede provocar náuseas, mareos y vómitos, hasta la esterilidad. El SO_3 es agresivamente higroscópico, de hecho, el calor de hidratación de las mezclas de óxido de azufre (VI) y madera o algodón pueden arder, ya que el SO_3 deshidrata a los carbohidratos.

El óxido de vanadio (V) es un compuesto químico de fórmula de V_2O_5 . Comúnmente conocido como pentóxido de vanadio, este sólido venenoso marrón amarillo es el más estable y común compuesto de vanadio. Debido a su alto estado de oxidación, es tanto un óxido anfótero y un agente oxidante. Al calentar se pierde reversiblemente el oxígeno. Gracias a esta capacidad, el V_2O_5 cataliza varias reacciones de útiles de oxidación aeróbica, la mayor escala de las cuales se basa la producción de ácido sulfúrico a partir de dióxido de azufre.

A diferencia de la mayoría de los óxidos metálicos, se disuelve ligeramente en agua para dar una solución ácida de color amarillo pálido. Cuando este compuesto se forma por

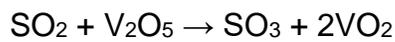
precipitación de la solución acuosa, a continuación, su color es naranja intenso en lugar de marrón - amarillo.

La forma mineral de este compuesto, shcherbinaite es extremadamente rara, casi siempre se encuentra entre fumarolas. También existe un mineral trihidrato, $V_2O_5 \cdot 3H_2O$, se conoce bajo el nombre de navajoite.

Otro uso importante del óxido de vanadio (V) es la fabricación de ácido sulfúrico . El óxido de vanadio (V) sirve al propósito fundamental de catalizar la oxidación exotérmica del dióxido de azufre a trióxido de azufre con aire en el proceso de contacto:



El descubrimiento de esta reacción simple, en la que el V_2O_5 es el catalizador más eficaz, ha permitido al ácido sulfúrico convertirse en el producto químico barato que es hoy. La reacción se lleva a cabo entre 400 y 620 ° C; por debajo de 400 ° C, el V_2O_5 es inactivo como un catalizador, y por encima de 620 ° C, comienza a descomponerse. Dado que se sabe que V_2O_5 se puede reducir a VO_2 por SO_2 , un ciclo catalítico probable es el siguiente:



Seguido por



Paradójicamente, también se utiliza como catalizador en la reducción catalítica selectiva (SCR) de NO_x de las emisiones de centrales eléctricas. Debido a su eficacia en la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre y ácido sulfúrico y se debe tener especial atención con las temperaturas de operación y la colocación de la unidad de una planta de energía de SCR cuando queman combustibles que contienen azufre.

2.3 Proyecto tecnológico.

2.3.1 Descripción del proceso (Serrano, 2016).

La fabricación de ácido sulfúrico involucra tres operaciones o fases distintas:

- Obtención de gases conteniendo anhídrido sulfuroso (SO_2) y preparación de estos gases para ser destinados a la fabricación. Generalmente, la corriente gaseosa de SO_2 debe someterse a un proceso de purificación en el que se

eliminen componentes (como restos de arsénico) que pueden interferir en etapas posteriores.

- Oxidación del SO_2 para convertirlo en anhídrido sulfúrico (SO_3) con la ayuda de los óxidos de nitrógeno, o en los aparatos de contacto.
- Absorción del anhídrido sulfúrico (SO_3) en una solución de agua para formar el ácido sulfúrico (H_2SO_4).

De acuerdo con lo planteado anteriormente se presenta el siguiente esquema tecnológico:

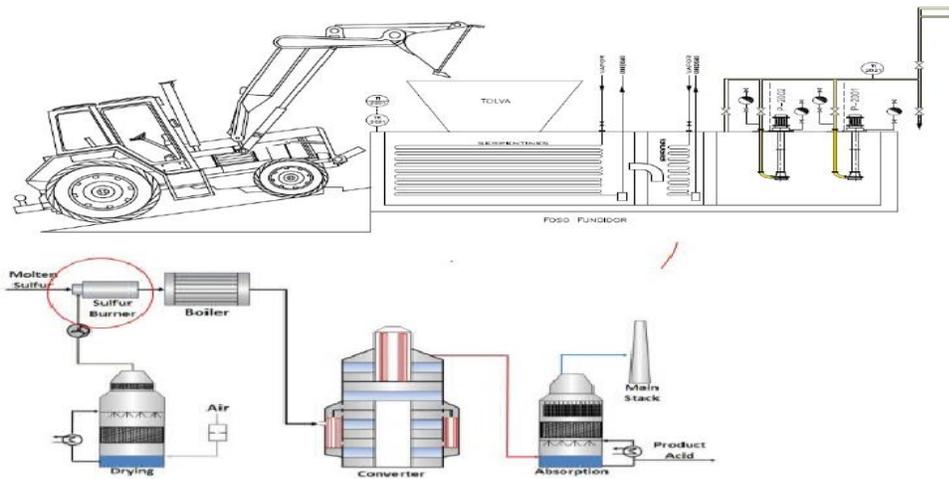


Figura 1 Esquema Tecnológico para la producción de Ácido sulfúrico.

La obtención de gases que contengan SO_2 es idéntica para ambos procedimientos, las diferencias entre ellos sólo comienzan cuando se trata de la purificación de estos gases. Como primeras materias, con este fin, se utilizan el azufre, los minerales sulfurados (pirita, blenda, calcopirita, galena), hidrógeno sulfurado, masas o mezclas de depuración del gas, anhidrita (CaSO_4) y kieserita (MgSO_4) y en definitiva, cualquier fuente de SO_2 . A esta diversidad de materias primas corresponde una gran variedad de aparatos para la oxidación de ellas, operación que cuando se trata de los minerales sulfurados se llama comúnmente tostación.

Por lo general, la fabricación del ácido sulfúrico a partir de los minerales sulfurados no suele ser más que una producción secundaria dentro de un proceso industrial cuyo fin principal consiste en la obtención de metales. En todos los métodos de fabricación de ácido sulfúrico es preciso purificar el dióxido de azufre bruto.

Una purificación grosera tiene lugar en cámaras de polvo. Mejor desempolvado se consigue con ciclones, pero el mejor y más completo desempolvado se consigue con el método electrostático.

En los métodos de cámaras de plomo y de torres, el desempolvado tiene principalmente por objeto la eliminación de impurezas para que no se incorporen al ácido sulfúrico, por lo que es suficiente una purificación simple de los gases.

En el método de contacto, las impurezas, especialmente el arsénico, actúan como venenos del catalizador y, por ello se requiere una purificación fina.

El gas se purifica primeramente en un electrofiltro y luego se purifica y enfría en torres en las que se inyecta agua ácida pulverizada. A continuación se elimina el arsénico en otro electrofiltro y finalmente se seca el gas pasándolo por otra torre rociada con ácido sulfúrico de alta concentración.

En relación a la oxidación del SO_2 para convertirlo en SO_3 , hoy por hoy, existen siete procesos posibles en la fabricación del ácido sulfúrico, en función del contenido en % de SO_2 a la entrada de la etapa de oxidación; si es $> 3\%$ o $< 3\%$ Vol. Los procesos posibles son:

a.- Contenido de SO_2 a la entrada del convertidor $> 3\%$ Vol.

- 1- Proceso de contacto simple. Los gases de SO_2 secos y limpios se oxidan a SO_3 y pasan a una torre de absorción, la concentración obtenida es aproximadamente del 98%, dependiendo del catalizador y del diseño.
- 2- Proceso de doble contacto. Se puede alcanzar una conversión del 98,5-99,5%. El ácido pasa por dos torres de absorción, la torre intermedia desplaza la reacción y se forma una mayor cantidad de SO_3 , el SO_3 producido es absorbido en la torre de absorción final.
- 3- Proceso de contacto húmedo. Este proceso se utiliza para tratar los gases que salen de la fusión del molibdeno.

b.- Contenido de SO_2 a la entrada del convertidor $< 3\%$ Vol.

1. Proceso modificado de cámara de plomo. Para gases con mezcla de SO_2 y NO_x . Este proceso es el desarrollo de otro por el cual los óxidos de nitrógeno se usan

para promover la producción de ácido sulfúrico directamente del SO_2 produciendo un producto intermedio de ácido nitro sulfurado.

2. Proceso H_2O_2 . Se utiliza el agua oxigenada en la etapa de la conversión de SO_2 a SO_3 . El costo del agua oxigenada hace que sea una técnica muy cara.
3. Proceso de presión. En las reacciones de formación del H_2SO_4 son muchos parámetros los que pueden influenciar la eficacia de la conversión, y la presión es uno de ellos, desplazando la reacción hacia los productos. Proceso en el cual la oxidación y la absorción son afectadas por la alta presión. Las ventajas, mayor conversión con menos catalizador, y volúmenes de gas más pequeños, los inconvenientes, mayor consumo de energía, y menor producción de vapor.
4. La corriente de SO_2 fría entra en un lecho catalizador, y es calentado por el calor almacenado, en ese momento se produce una conversión en la reacción generándose calor. Cuando la parte delantera se cierra, el flujo del reactor cambia. El proceso es autotérmico con concentración de SO_2 de 0,5-3%.

El método de contacto es un proceso catalítico de mayor rendimiento y menor tiempo de proceso para las materias primas. En la producción de Ácido Sulfúrico por esta metodología se diferencian varias operaciones importantes:

- 1- Obtención de SO_2 , depuración de los gases.
- 2- Catálisis, conversión de SO_2 a SO_3 .
- 3- Absorción de SO_3 .

El fundamento del mismo reside en la oxidación reversible del SO_2 a SO_3 sobre un catalizador sólido (catálisis heterogénea), que en un principio fue platino y que modernamente suele ser pentóxido de vanadio (V_2O_5) por razones de economía, resistencia a los contaminantes (a los que el Pt es tan vulnerable), y facilidad de regeneración. El único inconveniente del V_2O_5 es que estas masas de contacto sólo son activas a elevada temperatura (430 a 600 °C).

La posición de equilibrio en la oxidación exotérmica del SO_2 a SO_3 en fase gaseosa depende de la temperatura, presión total y concentraciones (presiones parciales) de los reactantes.

Así, la oxidación del dióxido de azufre para convertirlo en trióxido es una reacción reversible que tiene lugar en una mezcla homogénea de gases, según la ecuación:

$2\text{SO}_2 (\text{gas}) + \text{O}_2 (\text{gas}) \leftrightarrow 2\text{SO}_3 (\text{gas}) + 45,2\text{Kcal}$ que llega al equilibrio en unas condiciones que pueden ser formuladas, según la ley de las masas, de la manera siguiente:

$$[\text{SO}_3] / [\text{SO}_2] = (\text{O}_2/\text{Kc})^{1/2}$$

En consecuencia, el rendimiento en SO_3 es proporcional a la raíz cuadrada de la concentración del oxígeno, es decir, que aumenta el rendimiento a medida que aumenta la concentración del oxígeno. Así, el factor esencial que determinará la conversión de SO_2 alcanzable es el ratio O_2/SO_2 en los gases de entrada. Aunque la oxidación de SO_2 requiere un ratio estequiométrico de solo 0,5/1, industrialmente se usa un ratio de al menos 1/1. La presencia de oxígeno en exceso no solo aumenta este grado de conversión sino que también es un requisito esencial para mantener la actividad del catalizador. Pero hay límites prácticos en la cantidad de aire extra a ser añadido, ya que la presencia de nitrógeno en el aire diluye el SO_2 hasta el punto de peligrar la economía del proceso.

Además, un incremento de la presión hará que progrese la reacción, ya que esta conlleva una reducción de volumen.

La dependencia con respecto a la temperatura de la constante K_p de equilibrio a presión constante se expresa en las ecuaciones:

$$K_p = (P_{\text{SO}_2} P_{\text{O}_2}^{1/2}) / P_{\text{SO}_3} \text{ y } \text{Log } K_p = (5186, 4/T) + 0,611 \log T - 6, 4797$$

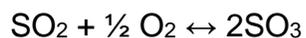
Todos estos datos nos indican que al elevar la temperatura desciende K_p , por esta razón es conveniente realizar la reacción a la temperatura más baja posible. Pero, a cualquier temperatura, la reacción de oxidación está cinéticamente inhibida: la T^a ordinaria es tan lenta que en términos prácticos no se produce y la T^a necesaria para que el sistema reaccione a velocidad apreciable es tan alta que se obtiene una muy pobre conversión.

Incluso con la presencia de catalizador se necesita una T^a de 400°C para que se produzca una reacción estable.

El equilibrio de la reacción es independiente de la clase y de la cantidad de catalizador empleado, estando condicionado exclusivamente por la temperatura y la concentración de los cuerpos reaccionantes, pero no ocurre lo mismo con la velocidad de la reacción, que depende principalmente de la naturaleza del catalizador. El platino finamente reducido sobre amianto, piedra pómez o porcelana es el que se ha mostrado más activo, y también dan buenos resultados los óxidos de hierro, cromo y cobre, el ácido vanádico, etc.

A 400°C las condiciones de equilibrio son muy favorables, alcanzando el 100% de conversión, en cambio la velocidad de reacción es baja, siendo 10 veces mayor a 500°C y a 550°C mucho mayor, ya que la reacción de reducción del trióxido de azufre no es apreciable hasta los 550°C. Por estas razones es conveniente iniciar el proceso a esta temperatura, en orden a obtener grandes velocidades de reacción, obteniéndose un máximo de conversión con un mínimo de catálisis.

En definitiva, para la utilización industrial del proceso catalítico de contacto es preciso asegurar la presencia de un exceso de oxígeno, y al mismo tiempo eliminar el calor producido por estas reacciones exotérmicas. Sin esta eliminación del calor la reacción se realiza desplazándose el equilibrio hacia la izquierda:

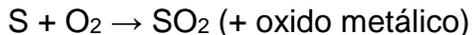


Como la reacción en presencia del catalizador de platino se realiza por encima de 400°C, y con las masas de contacto de vanadio por encima de 426,7°C, los gases de tostación deben, cuando menos, tener estas temperaturas. Se consigue esto por el intercambio calorífico de estos gases con los gases que salen de la catálisis. Para dar forma a este intercambio de calor han sido proyectados diversos tipos de sistemas de contacto (aparatos de contacto con intercambiadores de calor) .Ver Anexo 6.

En base a todo lo expuesto hasta ahora, el proceso de contacto lo podemos resumir de la siguiente forma:

- La materia prima fundamental en el proceso lo constituye el azufre contenido en diversos minerales y que se usa en gran medida en procesos donde se consume formando óxidos de azufre que luego se alimentan a la planta de

producción de ácido sulfúrico. El objetivo en este caso es la generación de una corriente de gases con alta concentración de dióxido de azufre.



- La mezcla de gases que contiene del 7 al 10% de SO_2 , según la fuente de producción de SO_2 (el valor inferior corresponde a plantas que tuestan menas sulfuradas y el superior a las que queman azufre), y de un 3 a 7% de O_2 , se le hace pasar a través de unas “cámaras de polvo” precipitadores electrostáticos y torres de lavado. Esta purificación es de extraordinaria importancia, de manera que se eliminan los posibles venenos del catalizador.

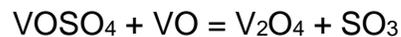
Existe una marcada diferencia entre la fabricación del SO_2 por combustión del azufre y por tostación de menas sulfuradas, sobre todo si son arsenicales. El polvo producido en el proceso de tostación nunca puede eliminarse en su totalidad y, junto con las impurezas, principalmente arsénico y antimonio, influyen sensiblemente sobre el rendimiento general de la planta.

- Una vez los gases perfectamente depurados se envían a la siguiente sección, etapa de catálisis u oxidación, en donde el SO_2 se oxida a SO_3 en presencia de un catalizador. Antes de entrar los gases a la etapa de catálisis se le debe eliminar el agua totalmente, punto de rocío inferior a $-70^\circ C$, para ello se ponen en contacto con ácido sulfúrico de concentración media (94 a 95 %) en una torre, rellena o vacía, o en un lavador Venturi o ambos (torre o etapa de secado). En el caso de que la concentración de SO_2 sea superior al 8 % antes de entrar en la torre de secado se inyecta aire en los gases, con el fin de disminuir esta concentración.

El secado de los gases ayuda a la protección del catalizador contra la formación de ácido sulfúrico en su superficie cuando la planta entra en períodos de receso para reparación o mantenimiento.

- La mezcla de SO_2 y aire, una vez depurada al máximo y seca, pasa por un intercambiador de calor, donde alcanza una temperatura óptima para un mayor rendimiento de la reacción reversible del SO_2 a SO_3 . En el caso de que el catalizador sea V_2O_5 esta temperatura es de unos $430^\circ C$.

- La reacción de oxidación del SO₂ a SO₃ se lleva a cabo sobre catalizadores de pentóxido de vanadio (V₂O₅), platino, óxidos de hierro, cromo, cobre, manganeso, titanio y otros metales en torres empacadas conocidas como convertidores. El catalizador se empaca en diferentes capas de lecho, donde se lleva a cabo la reacción de forma adiabática, y entre cada capa de lecho se ubica un intercambiador de calor para retirar excesos de calor perjudiciales para los equipos y para la reacción en sí, ya que es una reacción exotérmica y por tanto favorecida en la termodinámica por las temperaturas bajas, como se ha visto anteriormente.



Los resultados que se pueden obtener en una planta que utilice el proceso de contacto simple o absorción simple (toda la absorción del SO₃ se realiza al final de la etapa de catálisis) no superan un rendimiento de conversión global del 98%, oscilando normalmente entre el 96 y 97%, pues la eficacia inicial del 98% se reduce con el paso del tiempo. Este efecto de reducciones se ve más acusado en las plantas donde se utilizan piritas de partida con un alto contenido de arsénico, que no se elimina totalmente y acompaña a los gases que se someten a catálisis, provocando el envenenamiento del catalizador. Por consiguiente, en ocasiones, el rendimiento puede descender hasta alcanzar valores próximos al 95%.

Pero, considerando que la reacción de oxidación del SO₂ a SO₃ es del tipo reversible, si una parte o la totalidad del SO₃ formado se separa de la corriente gaseosa, parte del SO₂ residual se debe oxidar, para restablecer las condiciones de equilibrio. Esto se está utilizando para aumentar el rendimiento de la conversión y disminuir la cantidad de SO₂ lanzado a la atmósfera con el gas residual. Para ello, los gases que salen del convertidor, después de haber pasado dos o tres etapas de catálisis, son enfriados hasta los 100 °C y conducidos a una etapa de absorción intermedia con ácido sulfúrico en una concentración de 98,5-99,5%, donde todo o parte del SO₃

formado se elimina (en esta etapa es fundamental emplear eliminadores de niebla si el gas se autorrefrigera).

La torre de absorción intermedia normalmente es precedida en el proceso de doble contacto o doble absorción por otra torre de absorción de óleum. Esta torre de óleum sólo entra en funcionamiento para obtener óleum. La absorción intermedia de este SO₃ formado en las primeras etapas, desplaza la reacción hacia la formación de más SO₃ en las siguientes etapas de conversión.

Los gases que salen de la torre de absorción intermedia son recalentados y enviados a una nueva etapa de catálisis. Una vez restablecido el equilibrio los gases se enfrían y se les hace pasar por una torre de absorción final para absorber el SO₃ producido en la etapa secundaria. El tiempo de residencia de los gases en el convertidor es aproximadamente de 2-4 segundos.

En procesos de doble contacto la eficacia de la primera conversión es de 80-93%, dependiendo de la disposición de los lechos y del tiempo de contacto, consiguiendo un rendimiento global en condiciones normales de 99,5% o superior.

También es evidente, que al aumentar la presión parcial del SO₂ o del O₂, aumenta la cantidad de SO₃, aumentando el rendimiento de conversión, por eso se han ensayado plantas que trabajan a presión, pero sin un éxito comercial definido. Por otra parte la introducción de un gas inerte debe disminuir el rendimiento de conversión, ya que disminuyen las presiones parciales del SO₂ y del O₂.

Una vez que hemos obtenido el SO₃, ya sólo tenemos que añadirle agua para que tenga lugar el siguiente proceso:



Este es un proceso lento y muy exotérmico, lo que supone un problema, porque el calor desprendido suele provocar la evaporación de parte del agua, generando una niebla, que, además de ser muy difícil de manejar, impide que el proceso tenga lugar correctamente.

El SO₃ no se absorbe sobre agua, porque la niebla formada está compuesta de gotitas de ácido sulfúrico que no son absorbidas, mientras que sobre ácido sulfúrico concentrado del 98% esta absorción tiene lugar rápidamente, debido, probablemente, a que a

esta concentración el ácido presenta un mínimo en su presión de vapor. Tanto si el proceso es de simple como es de doble absorción, se emplea ácido de esta concentración para realizar el proceso:



Para la absorción del SO_3 , tanto si se le absorbe como óleum, como si se le recoge como ácido sulfúrico, se emplean torres de absorción con material de relleno. La absorción se verifica en contracorriente; si es posible, se disponen los cuerpos de relleno de manera que una capa de los mismos, sin regar, actúe como recogedor de gotas. También se han usado absorbedores de inmersión, pero son más caros de construcción y entretenimiento, y su trabajo es también más difícil y costoso.

En las plantas de producción que utilizan el proceso de absorción simple, el dióxido de azufre se pasa primero por todos los lechos catalíticos y luego se introduce a una absorción doble del trióxido de azufre en torres de absorción consecutivas.

Normalmente en estas instalaciones industriales, los gases procedentes de la catálisis se enfrían a unos 100°C aproximadamente y atraviesan una torre de óleum, para lograr la absorción parcial de SO_3 . Los gases residuales atraviesan una segunda torre, donde el SO_3 restante se lava con ácido sulfúrico de 98%. La concentración del ácido sulfúrico, en la torre de absorción del mismo, debe ser vigilada con atención. Ha de tener una concentración de 98,3%, y sus oscilaciones no deben pasar de los límites de 98 y 98,3%. La concentración del ácido de absorción asegura que no exista formación de nieblas de ácido sulfúrico y que los gases de cola no posean trióxido de azufre en concentraciones importantes.

Para evitar la contaminación del producto y taponamientos en la columna de absorción se hace pasar el gas por un lavador Venturi para precipitar los finos de pentóxido de vanadio generados en el convertidor catalítico.

En el proceso de doble absorción, como ya hemos dicho, los gases que salen del convertidor, después de haber pasado dos o tres etapas de catálisis, son conducidos a una etapa de absorción intermedia y después de una etapa secundaria de catálisis se les hace pasar por una torre de absorción final. Normalmente en la torre de

absorción final se suele instalar un eliminador de niebla, con el fin de eliminar las nieblas de ácido sulfúrico antes de proceder al vertido de los gases a la atmósfera.

Como el ácido sulfúrico, conforme se realiza el proceso va aumentando su concentración, pudiendo llegar a óleum, es preciso imaginar un método que nos permita realizar su dilución. Evidentemente basta con adicionar agua para conseguir este efecto, si ello es necesario, pero en las plantas de ácido sulfúrico tenemos un aporte de agua nueva, que es la recogida en la etapa de secado del gas con ácido sulfúrico del 94-95%, por tanto mezclando el ácido de absorción y el procedente de secado, en cantidades adecuadas, se puede regular la concentración tanto del ácido de secado como del ácido de absorción. Si la cantidad de agua que aporta el ácido de secado fuera insuficiente se adiciona una cantidad complementaria de agua.

El enfriamiento del ácido juega un papel importante en la determinación de la eficiencia y operación segura de toda la planta de producción de ácido sulfúrico. Los principales equipos de enfriamiento lo constituyen los intercambiadores de coraza y tubos y los intercambiadores de placas, ambos refrigerados con agua de proceso, en casos excepcionales con aire.

- Finalmente, los gases no absorbidos se descargan a la atmósfera a través de una chimenea. Cabe mencionar que el gas que se descarga a la atmósfera proveniente del proceso de doble absorción ya cumple la normatividad aplicable a plantas productoras de ácido sulfúrico, ya que por cada tonelada de H_2SO_4 producido se arrojan menos de 2,5 Kg de SO_2 por la chimenea de descarga.
- Para producir ácido sulfúrico más diluido, el concentrado se deja fluir sobre la cantidad necesaria de agua, con refrigeración y agitación simultáneas.
- No se debe verter agua sobre el ácido concentrado, pues debido al gran desprendimiento de calor se producirían sobrecalentamientos locales con proyección del ácido hirviente. El óleum no se debe diluir con agua en ningún caso, pues esto traería como consecuencia una violenta explosión. Este se diluye mezclándolo con la cantidad necesaria de ácido sulfúrico de 80-90% hasta llegar a sulfúrico puro, exento de óleum y después se diluyen con

agua en la forma descrita anteriormente hasta la concentración deseada. Por destilación de óleum del 25% se obtiene trióxido de azufre puro. Es conveniente regular la temperatura del agua de refrigeración de modo que el trióxido de azufre condense en estado líquido y sea recogido así.

2.4. Requerimientos.

La planta opera con una fuerza de trabajo, que incluye 24 operadores (1 jefe de planta, 1 eléctrico, 1 mecánico, 1 automático y 5 personas en cuatro turnos (20).

- Consumos fundamentales

Los consumos fundamentales de la planta serían:

Portadores energéticos:

Existe un índice bajo de aprovechamiento del calor que está dado porque, solamente se aprovecha el calor residual del proceso en la caldera para producir vapor saturado a la salida del horno para la quema del azufre, perdiéndose todo el calor generado en las cuatro etapas de reacciones exotérmicas del convertidor, enfriándose las mismas con aire procedente de un ventilador que consume electricidad para su funcionamiento.

- Requerimientos funcionales

- ✓ Obras de Ingeniería Civil para la construcción de los cimientos.
- ✓ Obras de Ingeniería Mecánica para llevar a cabo el montaje de los equipos, tuberías y accesorios, así como para realizar el diseño de soportes para los equipos.
- ✓ Obras de Ingeniería Eléctrica para la realización de todas las instalaciones eléctricas necesarias.
- ✓ Obras de Ingeniería Automática para establecer los lazos de control necesarios en el proceso y garantizar de esta manera no solo la calidad del producto final, sino también la seguridad del proceso.

-Tarea de proyección:

1. Recalcular las capacidades de los equipos existentes con el deterioro actual.
2. Calcular la capacidad de producción global de acuerdo con los cuellos de botellas existentes.

3. Determinar soluciones técnicas para recuperar las capacidades necesarias por equipos de acuerdo con la demanda.
4. Revisar las capacidades instaladas en las interconexiones.
5. Determinar los gastos requeridos para recuperar la capacidad instalada necesaria en los equipos y las interconexiones.
6. Determinar la factibilidad de la inversión a realizar.
7. Determinar la demanda real requerida del producto y los destinos.
8. Recalcular los sistemas auxiliares.
9. Recalcular los sistemas de drenaje y residuales.

Para el cumplimiento de las tareas de proyección se ha realizado el diagrama de bloque correspondiente al proceso (Anexo 7):

2.5. Tarea de Inversión.

a-Problema original de la inversión

No se alcanza la capacidad de producción necesaria de ácido sulfúrico que satisfaga la demanda actual del país.

b- Propuesta de inversión

La propuesta de inversión consiste en la recuperación de una planta ya existente de producción de ácido sulfúrico debido a que la capacidad instalada es mayor que la demanda de este producto en el país.

c-Análisis de la propuesta de inversión.

Para la selección de la propuesta de inversión se debe realizar un estudio de factibilidad, para ello es necesario el análisis de los siguientes aspectos.

- Estudio de mercado (oferta-demanda).
- Balance entre la demanda y la capacidad.
- Análisis Técnico-económico.
- Características de las materias primas y productos a elaborar.
- Requerimientos de fuerza de trabajo.
- Alternativas de macrolocalización.
- Efecto económico diverso de la inversión.
- Inversiones inducidas o auxiliares que requiere la inversión principal.

- Costo estimado de la inversión.

2.6. Inversiones inducidas o auxiliares que requiere la inversión principal.

La inversión principal no requiere inversiones auxiliares debido a que la fuente de electricidad está disponible en la actual planta existente allí, conecta al sistema; pero es necesario, un gasto para la recuperación de las instalaciones auxiliares.

Conclusiones parciales:

- 1) El proceso del estudio de la planta de ácido sulfúrico de Matanzas es un caso típico en el cual, se requiere, una modernización de la instalación.
- 2) En este caso es aplicable la metodología propuesta para evaluar alternativas de desarrollo de la industria química.

CAPÍTULO III: Estudios tecnológicos del proceso instalado a innovar.

3.1. Balance de masa del ácido sulfúrico.

Producción anual = 23 100 t/año por 330 días/año o 21 000 t/año por 300 días/año

La capacidad de instalación de la planta es de 70 t/días (2,0917 t/h) de ácido sulfúrico:

Balance de productos e insumos:

Azufre requerido por hora: $2,917 \text{ t/h} * (32/98) = 0,9523808 \text{ t/h}$

Dióxido de azufre requerido: $2,917 \text{ t/h} * (64/98) = 1,905 \text{ t/h} * (\text{tmol}/64\text{t}) = 0,02976 \text{ tmol/h}$

Trióxido de azufre requerido: $2,917 \text{ t/h} * (80/98) = 2,3812 \text{ t/h}$

En este punto se tiene el 11% mol es de SO₂ y el resto es el 89% de N₂ y O₂:

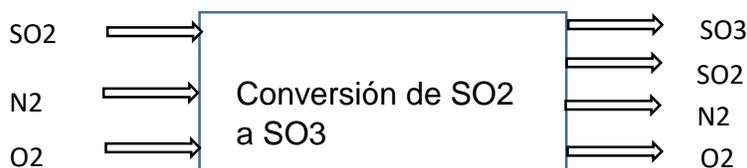


Figura 2 Etapa de conversión de SO₂ a SO₃

Balance de O₂ necesario:

En la primera etapa (Horno):

O₂ que reacciona y sale como SO₂ = $0,9523808 * (32/64) = 0,4761 \text{ t/h} * (\text{tmol}/32\text{t}) = 0,0148 \text{ tmol/h}$.

Balance de N₂ necesario que acompaña el O₂ necesario de SO₂-SO₃:

$N_2 = 0,0148 \text{ tmol/h} * (79/21) = 0,0556 \text{ tmol/h}$

Pero a la entrada del convertidor de SO₂-SO₃, de acuerdo con la experiencia, el SO₂ debe ser aproximadamente el 11%, luego el O₂+N₂ en ese punto es el 89% siendo el resultado de:

1. O₂ en exceso para la reacción de S-SO₂.
2. N₂ que acompaña al O₂ en exceso para la reacción de S-SO₂.
3. N₂ adicional.

Partiendo del SO₂ requerido de 0,02976 tmol/h se calcula que esta masa molecular es: $0,02976 \text{ tmol/h} * (89/11) = 0,2407854 \text{ tmol/h}$

Pero en el proceso del horno:

O₂ que entra = O₂ necesario + O₂ en exceso

N₂ que entra = N₂ necesario + N₂ en exceso

Sumando las dos ecuaciones y sustituyendo valores de O2 y N2 necesarios calculados:

$$(O_2 \text{ que entra} + N_2 \text{ que entra}) \text{ aire} = (0,0148 + 0,0556) + (O_2 + N_2) \text{ en exceso}$$

$$(O_2 \text{ que entra} + N_2 \text{ que entra}) \text{ aire} = (0,0704) + (O_2 + N_2) \text{ en exceso}$$

Luego los gases que acompañan al SO2 siendo 0,2407854 t mol/h son igual a:

$$0,0704 + (O_2 + N_2) \text{ en exceso} = 0,2407854$$

$$(O_2 + N_2) \text{ en exceso} = 0,2407854 - 0,0704 = 0,17038 \text{ t mol/h}$$

Pero el aire en exceso es el 21% de O2 y el 79% de N2, luego:

$$O_2 \text{ en exceso (según lo que se consume en el horno)} = 0,17038 * 0,21 = 0,03577 \text{ t mol/h}$$

$$N_2 \text{ en exceso (en relación a lo que se consume en el horno)} = 0,13460 \text{ t mol/h}$$

Por lo que la composición de los gases que salen del horno y que pasa a la conversión de SO2-SO3 será:

$$N_2 \text{ total} = N_2 \text{ necesario} + N_2 \text{ en exceso} = 0,0556 + 0,1346 = 0,1902 \text{ t mol/h} = 5,32 \text{ t/h}$$

$$O_2 = O_2 \text{ en exceso} = 0,03577 \text{ t mol/h} * 32 \text{ t/t mol} = 1,1446 \text{ t/h}$$

$$SO_2 \text{ requerido} = 0,02976 \text{ t mol/h} = 1,905 \text{ t/h}$$

Balance en el convertidor 1: x (conversión)=0,66

Al primer convertidor entran las corrientes de gases que se expresa en la Tabla 2:

Tabla 2: Datos de entrada y composición al primer convertidor

Gases	Masas(t/h)	%
SO2	1,905	22,76
O2	1,1446	13,67
N2	5,32	63,56
Masa total	8,369	99,99

Los cálculos para obtener los gases que salen son:

Lo que se convierte es con respecto al SO2 requerido para el proceso:

$$SO_3 \text{ obtenido} = (SO_2 * 0,66) * (80/64) = (1,905 * 0,66) * (80/64) = 1,571625 \text{ t/h}$$

$$SO_2 \text{ que reaccionó} = (0,66 * 1,905) = 1,2573 \text{ t/h, fracción que reaccionó} = (1 - 0,66) = 0,34$$

$$El SO_2 \text{ que no reaccionó (que pasa a la próxima etapa)} = 0,34 * 1,905 = 0,6477 \text{ t/h}$$

$$O_2 \text{ que reaccionó} = SO_3 \text{ obtenido} * (16/80) = 1,571625 \text{ t/h} * (16/80) = 0,314 \text{ t/h}$$

Luego en la salida del convertidor 1 la composición de los gases sería:

$$O_2 \text{ sale} = O_2 \text{ entra} - O_2 \text{ que reaccionó} = 1,1446 - 0,314 = 0,83 \text{ t/h}$$

N2 sale = N2 que entra=5,32 t/h

SO3 sale=SO3 que entra+SO3 que se formó =1,571625 t/h

El flujo que sale del primer convertidor y entra al segundo se presenta en la Tabla 3

Tabla 3: Composición de salida del primer convertidor

Gases	Masa(t/h)	%
SO2	0,6477	7,74
SO3	1,571625	18,77
N2	5,32	63,56
O2	0,83	9,9
Total	8,369	99,99

Balance en el convertidor 2: x (conversión)=0,20

En este convertidor entra lo que sale del primero (Tabla 3)

Cálculos en la salida del convertidor 2:

SO3 obtenido=SO2 requerido*0,20*(80/64)= (1,905*0,20)*(80/64)=0,47625 t/h

El SO2 que reacciona es el 20% del alimentado =0,20*1,905=0,381 t/h

O2 que reacciona=0,381 de SO2*(16/64)=0,09525 t/h

SO3 total=SO3 que entra+SO3 que se formó

SO3 total=1,571625+0,47625=2,04787 t/h

SO2 que sale =SO2 que entra -SO2 que reaccionó=0,6477-0,381=0,2667 t/h

O2 que no reaccionó= O2 que entra –O2 que reacciona=0,83-0,09525=0,7347 t/h

El flujo que sale del segundo convertidor y entra al tercero se presenta en la Tabla 4

Tabla 4: Composición de salida del segundo convertidor

Gases	Masa(t/h)	%
SO2	0,2667	3,18
SO3	2,04787	24,46
N2	5,32	63,56
O2	0,7347	8,77
Total	8,369	99,99

Balance en el convertidor 3: x (conversión)=0,08:

En este convertidor entra lo que sale del segundo (Tabla 4)

SO3 obtenido=SO2 requerido*0,08*(80/64) = (1,905*0,08)*(80/64)=0,1905 t/h

El SO2 que reacciona es el 8% del alimentado =0,08*1,905=0,1524 t/h

O2 que reacciona=0,1524 de SO2*(16/64)=0,0381 t/h

SO3 total=SO3 que entra+SO3 que se formó=2,04787+0,1905=2,23837 t/h

SO2 que sale =SO2 que entra -SO2 que reaccionó =0,2667-0,1524=0,1143 t/h

O2 que no reaccionó= O2 que entra –O2 que reacciona =0,7347-0,0381=0,696 t/h

Composición de salida del tercer convertidor y entra al cuarto: (Tabla 5)

Tabla 5: Composición de salida del tercer convertidor y entra al cuarto

Gases	Masa(t/h)	%
SO2	0,1143	1,36
SO3	2,23837	26,74
N2	5,32	63,56
O2	0,696	8,31
Total	8,369	99,99

Balance en el convertidor 4: x (conversión)=0,06:

En este convertidor entra lo que sale del tercero (Tabla 5)

SO3 obtenido=SO2 requerido*0,06*(80/64)= (1,905*0,06)*(80/64)=0,14287 t/h

El SO2 que reacciona es el 6% del alimentado =0,06*1,905=0, 01143 t/h

O2 que reacciona=0,1143 de SO2*(16/64)=0,028 t/h

SO3 total=SO3 que entra+SO3 que se formó=2,23837+0,14287=2,3812 t/h

SO2 que sale =SO2 que entra -SO2 que reaccionó=0,1143-0,1143=0 t/h

O2 que no reaccionó= O2 que entra–O2 que reacciona=0,696-0,028=0,668 t/h

Tabla 6: Salida del convertidor 4

Gases	Masa(t/h)	%
SO2	0	0
SO3	2,3812	28,45
N2	5,32	63,56
O2	0,668	7,98
Total	8,369	99,99

3.2. Balance de energía.

Aquí se utiliza la metodología propuesta en la literatura científica (Hougen *et al.*, 1959):

Intercambiador 1:

El balance energético se realiza para obtener la temperatura en la salida del primer convertidor que es donde se encuentra el primer intercambiador de calor para pasar luego al segundo convertidor:

$$\Sigma H_p = \Sigma H_R - \Sigma \Delta H_{298}$$

Se realizan los cálculos para hallar el ΣH_R y el $\Sigma \Delta H_{298}$ usando datos del anexo 8:

$$\Sigma H_R = (\text{masa t de entrada de los gases} \cdot C_p \text{ de cada gas}) \cdot (T \text{ de entrada} - 298) \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\Sigma H_R = (1\,937,37 \text{ Kcal/}^\circ\text{K}) \cdot (693 - 298) \text{ } ^\circ\text{K} = 1\,937,37 \cdot 395 = 765\,261,15 \text{ Kcal}$$

Para calcular el ΔH_{298} se calculó el calor de formación (H_f) SO_2 - SO_3 , Tabla 29 página 301 (Hougen *et al.*, 1959):

$$H_f \text{ SO}_3 = 94,45 \text{ Kcal/g} \cdot \text{mol} \cdot (100\,000 \text{ g/1t}) \cdot (1 \text{ mol/80}) = 1\,180\,625 \text{ Kcal/t}$$

$$H_f \text{ SO}_2 = 70,96 \text{ Kcal/g} \cdot \text{mol} \cdot (100\,000 \text{ g/1t}) \cdot (1 \text{ mol/64}) = 1\,108\,750 \text{ Kcal/t}$$

$$\Delta H_f \text{ de SO}_2\text{-SO}_3 = 1\,180\,625 \text{ Kcal/t} - 1\,108\,750 \text{ Kcal/t} = 71\,875 \text{ Kcal/t}$$

$$\Delta H_{298} = (\text{masa de SO}_3) \text{ resultante} \cdot \Delta H_f \text{ de SO}_2\text{-SO}_3$$

$$\Delta H_{298} = 1,571625 \text{ t/h} \cdot (-1\,180\,625 \text{ Kcal/t} - (-1\,108\,750 \text{ Kcal/t})) = -112\,960,54 \text{ Kcal}$$

Sustituyendo los valores en la fórmula principal:

$$\Sigma H_p = \Sigma H_R - \Sigma \Delta H_{298}$$

$$\Sigma H_p = 765\,261,15 \text{ Kcal} - (-112\,960,54 \text{ Kcal}) = 878\,221,69 \text{ Kcal} = 878\,221,69 \text{ Kcal}/2,322$$

$$\Sigma H_p = 378\,217,78 \text{ Kcal}$$

Del balance de acuerdo con los resultados reportados en la literatura se obtuvo:

$$\text{O}_2 = 77,2 \cdot (T - 298) + 0,020 \cdot (T^2 - 298^2) - (4,231 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

$$\text{N}_2 = 1\,225 \cdot (T - 298) + 0,0131 \cdot (T^2 - 298^2) - (4,360 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

$$\text{SO}_2 = 41,49 \cdot (T - 298) + 0,029 \cdot (T^2 - 298^2) - (7,522 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

$$\text{SO}_3 = 146 \cdot (T - 298) + 0,187 \cdot (T^2 - 298^2) - (43,39 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

$$\text{Total} = 1\,489 \cdot (T - 298) + 0,2411 \cdot (T^2 - 298^2) - (59,50 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

Para calcular el término independiente de la ecuación final se sustituyó la $T = 298^\circ\text{K}$:

$$\Sigma H_p = 1\,489 \cdot (T) + 0,2411 \cdot (T^2) - (59,50 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3)$$

$$\Sigma H_p = 1\,489 \cdot (298) + 0,2411 \cdot (298^2) - (59,50 \cdot 10^{-6}) \cdot (298^3) = 463\,671 = 463\,671/2,322$$

$$\Sigma H_p = 199\,688 \text{ Kcal}$$

Luego se realiza arreglos dimensionales para obtener la ecuación final y determinar la temperatura (T2):

$$\Sigma H_p = (641,4 * T) + (0,2411/2,322) * (T^2) - (59,50 * 10^{-6} / 2,322) * (T^3)$$

$$\Sigma H_p = (641,4 * T) + (0,103) * (T^2) - (25,62 * 10^{-6}) * (T^3) - 199\,688 = 378\,217,78 \text{ Kcal}$$

A través del método de ensayo y error, realizando iteraciones se calculó la temperatura de salida arrojando como resultado final T2=815,3°K.

Balance de energía: Intercambiador 2:

El balance energético se realiza para obtener la temperatura en la salida del segundo convertidor que es donde se encuentra el segundo intercambiador de calor para pasar luego al tercer convertidor:

Idéntico al caso del intercambiador 1 se realiza el balance de energía, utilizando los datos del anexo 9:

$$\Sigma H_p = \Sigma HR - \Sigma \Delta H_{298}$$

$$\Sigma HR = (\text{masa t de entrada de los gases} * C_p \text{ de cada gas}) * (T \text{ de entrada} - 298) \text{ °K}$$

$$\Sigma HR = (1\,948,65 \text{ Kcal/°K}) * (693 - 298) \text{ °K} = 1\,948,65 * 395 = 769\,716,75 \text{ Kcal}$$

Para calcular el ΔH_{298} se calculó el HrSO₂-SO₃, Tabla 29 página 301 (Hougen *et al.*, 1959):

$$\text{Hr SO}_3 = 94,45 \text{ Kcal/g} * \text{mol} * (100000 \text{ g/1t}) * (1 \text{ mol/80}) = 1\,180\,625 \text{ Kcal/t}$$

$$\text{Hr SO}_2 = 70,96 \text{ Kcal/g} * \text{mol} * (100000 \text{ g/1t}) * (1 \text{ mol/64}) = 1\,108\,750 \text{ Kcal/t}$$

$$\Delta \text{Hr de SO}_2\text{-SO}_3 = 1\,180\,625 \text{ Kcal/t} - 1\,108\,750 \text{ Kcal/t} = 71\,875 \text{ Kcal/t}$$

$$\Delta H_{298} = (\text{masa de SO}_2 * x) \text{ resultante} * \Delta \text{Hr de SO}_2\text{-SO}_3$$

$$\Delta H_{298} = (1,905 \text{ t/h} * 0,20) * (-1\,180\,625 \text{ Kcal/t} - (-1\,108\,750 \text{ Kcal/t})) = -34\,230,46 \text{ Kcal}$$

Sustituyendo los valores en la fórmula principal:

$$\Sigma H_p = \Sigma HR - \Sigma \Delta H_{298} = 769\,716,75 \text{ Kcal} - (-34\,230,46 \text{ Kcal}) = 803\,947,21 \text{ Kcal}$$

$$\Sigma H_p = 803\,947,21 \text{ Kcal} / 2,267 = 354\,630,44 \text{ Kcal}$$

Realizando el balance de acuerdo con los resultados de la literatura se obtuvo:

$$\text{O}_2 = 58,60 * (T - 298) + 0,132 * (T^2 - 298^2) - (3,075 * 10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$\text{N}_2 = 1\,239 * (T - 298) + 0,33 * (T^2 - 298^2) - (4,41 * 10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$\text{SO}_2 = 13,87 * (T - 298) + 0,1 * (T^2 - 298^2) - (2,587 * 10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$SO_3 = 146,03 \cdot (T - 298) + 0,1877 \cdot (T^2 - 298^2) - (43,38 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

$$\text{Total} = 1\,454,5 \cdot (T - 298) + 0,7497 \cdot (T^2 - 298^2) - (53,43 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3 - 298^3)$$

Para calcular el término independiente de la ecuación final se sustituyó la $T=298^\circ\text{K}$:

$$\Sigma H_p = 1\,454,5 \cdot (T) + 0,7497 \cdot (T^2) - (53,43 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3) = 1\,454,5 \cdot (298) + 0,7497 \cdot (298^2) - (53,43 \cdot 10^{-6}) \cdot (298^3) = \mathbf{498\,603,41 = 498\,603,41 / 2,267 = 219\,939}$$

Luego se realiza arreglos dimensionales para obtener la ecuación final y determinar la temperatura (T_2):

$$\Sigma H_p = (641,4 \cdot T) + (0,7497 / 2,267) \cdot (T^2) - (53,43 \cdot 10^{-6} / 2,267) \cdot (T^3)$$

$$\mathbf{\Sigma H_p = (641,4 \cdot T) + (0,2332) \cdot (T^2) - (23,56 \cdot 10^{-6}) \cdot (T^3) - 219\,939 = 354\,630,44}$$

A través del método de ensayo y error, realizando iteraciones se calculó la temperatura de salida arrojando como resultado final $T_2=711,2^\circ\text{K}$.

Balance de energía: Intercambiador 3:

El balance energético se realiza para obtener la temperatura en la salida del cuarto convertidor que es donde se encuentra el tercer intercambiador de calor:

Idéntico al intercambiador 1 y 2 se realiza el balance de energía utilizando los datos del anexo 10:

$$\mathbf{\Sigma H_p = \Sigma HR - \Sigma \Delta H_{298}}$$

$$\Sigma HR = (\text{masa } t \text{ de entrada de los gases} \cdot C_p \text{ de cada gas}) \cdot (T \text{ de entrada} - 298) \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\Sigma HR = (1\,953,3 \text{ Kcal/}^\circ\text{K}) \cdot (693 - 298) \text{ } ^\circ\text{K} = 1\,953,3 \cdot 395 = 771\,553,5 \text{ Kcal}$$

Para calcular el ΔH_{298} se calculó el $\text{HrSO}_2\text{-SO}_3$, Tabla 29 página 301 (Hougen *et al.*, 1959):

$$\mathbf{Hr SO_3 = 94,45 \text{ Kcal/g} \cdot \text{mol} \cdot (100\,000 \text{ g/1t}) \cdot (1 \text{ mol/80}) = 1\,180\,625 \text{ Kcal/t}}$$

$$\mathbf{Hr SO_2 = 70,96 \text{ Kcal/g} \cdot \text{mol} \cdot (100\,000 \text{ g/1t}) \cdot (1 \text{ mol/64}) = 1\,108\,750 \text{ Kcal/t}}$$

$$\mathbf{\Delta Hr \text{ de } SO_2\text{-}SO_3 = 1\,180\,625 \text{ Kcal/t} - 1\,108\,750 \text{ Kcal/t} = 71\,875 \text{ Kcal/t}}$$

$$\Delta H_{298} = (\text{masa de } SO_2 \cdot x) \text{ resultante} \cdot \Delta Hr \text{ de } SO_2\text{-}SO_3$$

$$\Delta H_{298} = (1,905 \text{ t/h} \cdot 0,06) \cdot (-1\,180\,625 \text{ Kcal/t} - (-1\,108\,750 \text{ Kcal/t})) = -10\,268,78 \text{ Kcal}$$

Sustituyendo los valores en la fórmula principal:

$$\mathbf{\Sigma H_p = \Sigma HR - \Sigma \Delta H_{298} = 771\,553,5 \text{ Kcal} - (-10\,268,78 \text{ Kcal}) = 781\,822,28 \text{ Kcal} = 781\,822,28}$$

$$\mathbf{\text{Kcal} / 2,31 = 338\,451,2 \text{ Kcal}}$$

Realizando el balance de acuerdo con los resultados de la literatura se obtuvo:

$$O_2 = 46,74 * (T - 298) + 0,012*(T^2 - 298^2) - (2,559*10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$N_2 = 1\,225 * (T - 298) + 0,1316*(T^2 - 298^2) - (4,360*10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$SO_2 = 2,442 * (T - 298) + 0,0017*(T^2 - 298^2) - (0,444*10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$SO_3 = 208,01 * (T - 298) + 0,2674*(T^2 - 298^2) - (61,79*10^{-6}) * (T^3 - 298^3)$$

$$\mathbf{Total = 1\,482 * (T - 298) + 0,4127 * (T^2 - 298^2) - (69,13*10^{-6}) * (T^3 - 298^3)}$$

Para calcular el término independiente de la ecuación final se sustituyó la $T=298^\circ K$:

$$\Sigma Hp = 1\,482*(T) + 0,4127*(T^2) - (69,13*10^{-6})*(T^3)$$

$$\Sigma Hp = 1\,482*(298) + 0,4127 *(298^2) - (69,13*10^{-6})*(298^3)$$

$$\mathbf{\Sigma Hp = 476\,456,01 = 476\,456,01/2,31=206\,258}$$

Luego se realiza arreglos dimensionales para obtener la ecuación final y determinar la temperatura (T_2):

$$\Sigma Hp = (641,4*T) + (0,4127/2,31)*(T^2) - (69,13*10^{-6}/2,31)*(T^3)$$

$$\mathbf{\Sigma Hp = (641,4*T) + (0,17)*(T^2) - (29,92*10^{-6})*(T^3) - 206\,258=338\,451,2}$$

A través del método de ensayo y error, realizando iteraciones se calculó la temperatura de salida arrojando como resultado final $T_2=728^\circ K$.

3.3. Metodología para la optimización de Intercambiadores de calor a través del método de Lagrange.

El diseño óptimo económico se alcanza en las condiciones donde el costo total es un mínimo del problema básico, por consiguiente es minimizar la suma del costo variable anual para la operación del intercambiador (Peters y Timmerhaus, 1971).

Caso General:

El diseño de muchos intercambiadores de calor incluye condiciones iniciales en el cual las siguientes variables son conocidas:

1. Razón de flujo del fluido del proceso.
2. Cambio en la temperatura del fluido del proceso.
3. Temperatura de entrada del fluido útil (para enfriamiento o calentamiento).
4. Con esta información, el ingeniero puede preparar un diseño óptimo de intercambiador que cumpla con los requerimientos del proceso original, los resultados siguientes deben ser determinados:

- Área de transferencia de calor.

- Temperatura de salida y razón de flujo de fluido útil.
- Cantidad, longitud, diámetro, y arreglo de los tubos.
- Caída de presión en el lado de los tubos y en el lado de la concha.

Las variables de costos anuales de importancia son los cargos fijos desde los equipos, el costo del fluido útil y el costo de potencia para bombear los fluidos a través del intercambiador. El costo total anual para la optimización, por consiguiente puede ser representado por la siguiente ecuación 1:

$$CT = A_o \cdot K_f \cdot CA_o + W_u \cdot H_y \cdot C_u + A_o \cdot E_i \cdot H_y \cdot C_i + A_o \cdot E_o \cdot H_y \cdot C_o$$

Los términos de la ecuación anterior y su significado se presentan en el anexo 11.

Un diseño óptimo puede desarrollarse desde la ecuación 1 por un procedimiento laborioso de ensayo y error, considerando todas las variantes posibles sin embargo, el procedimiento puede ser simplificado considerablemente considerando las variables parciales.

En las condiciones ordinarias, el efecto del diámetro de los tubos sobre el costo total para las condiciones óptimas de operación no es grande y una selección razonable del diámetro de los tubos, el espesor de las paredes y el espaciado entre tubos puede ser especificado desde el inicio del diseño similarmente, el número de pases de tubos es usualmente establecido. Si un cambio de fase de uno de los fluidos (si el fluido útil es condensado de vapor), la solución de la ecuación 1 para determinar las condiciones óptimas puede ser simplificada. Para el caso de no haber cambio de fase la solución puede ser más compleja, debido a que las velocidades y los resultados en costo de potencia y los valores de los coeficientes de transferencia de calor pueden variarse sobre un determinado rango de valor. En el análisis siguiente, para el caso general de la transferencia de calor en estado estable en un intercambiador de tubos y carcasa en el cual no ocurre cambio de fase y diámetros específicos de tubos, espesor de paredes, número de pases y arreglos de baffles y tubos son considerados.

Se indican simplificaciones para las condiciones comunes de flujo turbulento.

Selección de las variables independientes:

El área de transferencia de calor A_o , puede ser relacionada con las razones de flujo y cambio de temperatura por un balance total de calor y la ecuación de flujo. Si las pérdidas

de calor se consideran despreciables y que es designada como la razón de calor transferido al fluido útil, se tiene la ecuación 2:

$$q = W_u * C_{pu} * (t_2 - t_1) = W' * C_{p'} * (t_1' - t_2') = U_o * A_o * \Delta t_m$$

Donde la primera parte se refiere al flujo del proceso que es caliente y la segunda al fluido frío en este caso el agua de enfriamiento. El subíndice 1 se refiere a la temperatura de entrada y el subíndice 2 se refiere a la temperatura de salida. De la ecuación 2 se tiene la ecuación 3:

$$W_u = \frac{q}{C_{pu} * (\Delta t_1 - \Delta t_2 + t_1' - t_2')}$$

Donde $\Delta t = t_2' - t_1$ y $\Delta t_2 = t_1' - t_2$. Donde q , C_{pu} , Δt_1 , t_1' , y t_2' son constantes, W_u es una función solamente de la variable independiente Δt_2 .

La capacidad calorífica, viscosidad y densidad en los fluidos son tomadas como una constante en un rango de temperatura.

El área A_o es conocida si U_o y Δt_m son fijadas. El coeficiente global U_o se conoce si los coeficientes peliculares del interior y exterior de los tubos h_i y h_o son fijados, para un dado número de pases de tubos, Δt_m varía solamente con cambios en Δt_2 . Por consiguiente, A_o es una función de h_i , h_o y Δt_2 , como se muestra en las siguientes ecuaciones 4 y 5:

$$\text{Ecuación 4: } \frac{\Delta t_m}{q} = \frac{1}{U_o * A_o} = \frac{1}{A_o} * \left(\frac{D_o}{D_i * h_i} + \frac{1}{h_o} + R_{dw} \right)$$

$$\text{Ecuación 5: } \frac{F_t * (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{q * \ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = \frac{1}{U_o * A_o} = \frac{1}{A_o} * \left(\frac{D_o}{D_i * h_i} + \frac{1}{h_o} + R_{dw} \right)$$

Donde h_o es igual al coeficiente global de transferencia de calor basado en el área exterior de los tubos A_o .

F_t es factor de corrección de la diferencia de temperatura media logarítmica a flujo a contracorriente para un número de pases determinado o dado. $F_t = 1$ si la unidad es a contracorriente y un simple pase de carcaza y tubo.

R_{dw} es la resistencia combinada del espesor de los tubos y factor de suciedad.

$$\frac{D_o * X_w}{K_w * D_w * \log_{medio}} + \frac{D_o}{D_i * h_{di}} + \frac{1}{h_{do}}$$

Para un diámetro ajustado y un arreglo de tubos las ecuaciones 6 y 7 muestran que ahí se fijan desde la velocidad másica G del interior de los tubos y h_o de la velocidad másica G_s del exterior de los tubos.

Ecuaciones 6 y 7:

$$\text{Ecuación 6: } \frac{h_i \cdot D}{k} = 0,023 * \left(\frac{D \cdot G}{\varphi} \right)^{0,8} * \left(\frac{C_p \cdot \varphi}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\varphi}{\varphi_w} \right)^{0,14}$$

Donde:

D = diámetro interior de la tubería, m.

G = velocidad másica en el interior de los tubos, Kg/h*m² de sección transversal de la tubería.

C_p = capacidad calorífica del fluido a presión constante, Kcal/Kg* K.

φ = viscosidad del fluido (el subíndice w indica temperatura de la pared), Kg/hr*m.

L = longitud de los tubos rectos de calentamientos en m.

W = flujo de velocidad en peso por tubo, Kg/hr.

K, φ, y C_p son evaluadas a la temperatura promedio del fluido.

$$\text{Ecuación 7: } \frac{h_o \cdot D_o}{k_f} = \frac{a_o}{F_s} * \left(\frac{D_o \cdot G_s}{\varphi_f} \right)^{0,6} * (C_p \cdot \varphi / k) f^{1/3}$$

Donde:

a_o = 0,33 si los tubos del banco están curvos y 0,26 si los tubos son lineales.

F_s = Es un factor de seguridad determinado por los efectos del bypass.

G_s = velocidad másica en el lado de la carcasa del haz de tubo basada sobre una mínima área entre los baffles y la carcasa, Kg/hr*m².

El subíndice f refiere a las propiedades medias de la película.

La ecuación 7 puede ser usada para obtener los coeficientes peliculares de hidrocarburo, soluciones acuosas, agua y gases cuando el número de Reynoul ($D_o \cdot G_s / \varphi_f$) está en un rango del orden de 2000-3000.

Similarmente para el área de transferencia de calor, la velocidad másica y la razón de flujo se determina la longitud de los tubos L, las ecuaciones 8 y 9 muestran que E_i y E_o son funciones de A_o, las razones de flujo y respectivamente de G y G_s.

Ecuaciones 8 y 9:

$$\text{Ecuación 8: } -\Delta P_i = \frac{B_i \cdot 2 f_i \cdot G^2 \cdot L \cdot n_p}{g_c \cdot \rho_i \cdot D_i \cdot \Phi_i}$$

Donde:

f_i = factor de fricción de Fanning para flujo isotérmico basado en condiciones de una temperatura media aritmética de flujo; es una función del Re .

n_p = número de pases en los tubos.

g_c = Factor de conversión en la ley de Newton.

Φ_i = Factor de corrección para flujos no isotérmicos igual a $1,1 * (\varphi_i / \varphi_w)^{0,25}$ cuando el Re es menor que 2100 y $1,02 * (\varphi_i / \varphi_w)^{0,14}$ cuando Re mayor que 2100; φ_i es determinada a la temperatura media del fluido y φ_w es la viscosidad del fluido a la temperatura media de la parte interior de los tubos.

B_i = factor de corrección de las pérdidas por fricción por una compresión, expansión y cambio de dirección de los tubos $(1 + F_e + F_c + F_t) / (2 * f_i * G^2 * L / g_c * \rho_i^2 * D_i * \Phi_i)$

F_e = Factor de fricción por expansión $(V_i - V_{caída})^2 / 2g_c$

F_c = Factor de fricción por compresión $(K_c * V_i / 2g_c)$

$$\text{Ecuación 9: } -\Delta P_o = \frac{B_o * 2f' * Nr * G_s^2}{g_c * \rho_o}$$

Donde

f' = Factor especial de fricción para el tubo para el lado de la carcasa

Nr = números de tubos en una sección de la carcasa

B_o = Factor de corrección de las pérdidas por fricción por cambios en la dirección y en la sección de flujo, cuando el flujo está atravesando los tubos sin baffle B_o puede ser considerada como 1,0 como una aproximación, B_o puede ser estimado como igual al número de cruces de tubos.

El factor de fricción f' es una función del número de Re del fluido y el arreglo de los tubos. Para los casos comunes de Re en un rango de 2000-40000, el factor de fricción en la ecuación 9 puede ser representado por la ecuación 10:

$$\text{Ecuación 10: } f' = b_o * (D_o * G_s / \varphi_f)^{0,15}$$

$$\text{Ecuación 11: } b_o = 0,23 + 0,11 / (x_t - 1)^{1,08}$$

Así E_i y E_o son funciones de h_i , h_o y Δt_2 .

Las variables en la Ecuación 1 son A_o , W_i , E_i y E_o y sus valores se determinan conociendo h_i , h_o y Δt_2 . Las derivadas parciales de la ecuación 1 con respecto a las tres variables independientes h_i , h_o y Δt_2 permiten encontrar las soluciones óptimas. Sin embargo las

ecuaciones resultantes son difíciles de manejar y el procedimiento se simplifica manejando las siguientes cuatro variables.

1. Coeficiente de transferencia de calor en el interior de los tubos, h_i .
2. Coeficiente de transferencia de calor en el exterior de los tubos, h_o .
3. Fuerza impulsora de la diferencia de temperatura para flujo a contracorriente basado en la temperatura del fluido útil a la salida del intercambiador de calor, $\Delta t_2 = t_1' - t_2$.
4. Área exterior de transferencia de calor referido al exterior de los tubos.

Procedimiento de optimización.

El primer paso del procedimiento es expresar la ecuación 1 en las variables fundamentales. Las siguientes relaciones para pérdidas de potencia en el lado interior y exterior de los tubos han sido desarrolladas en la Tabla 9 del Peter para condiciones de flujo turbulento y fluyendo en la carcasa en la dirección normal de los tubos.

Ecuaciones 12 y 13:

Ecuación 12: $E_i = \Psi_i \cdot h_i^{3,5}$

Ecuación 13: $E_o = \Psi_o \cdot h_o^{4,75}$

Donde las Ecuaciones 12 a y 13 a:

Ecuación 12 a:
$$\Psi_i = Bi \cdot \left(\frac{12,200 \cdot Di^{1,5} \cdot \varphi_i^{1,83} \cdot \left(\frac{\varphi_w}{\varphi_i} \right)^{0,63}}{gc \cdot D_o \cdot \rho_i^2 \cdot ki^{2,33} \cdot Cpi^{1,17}} \right)$$

Ecuación 13 a:
$$\Psi_o = \frac{B_o}{nb} \cdot \frac{Nr \cdot Nc}{Nt} \cdot \left(\frac{2b_o \cdot Dc \cdot D_o^{0,75} \cdot Fs^{4,75} \cdot \varphi_f^{1,42}}{\pi \cdot a_o^{4,75} \cdot gc \cdot \rho_o^2 \cdot kf_o^{3,17} \cdot Cpf_o^{1,58}} \right)$$

Todos los términos de los paréntesis se ajustan para las condiciones de diseño o pueden ser aproximados con buena precisión en el primer ensayo. Los valores de Bi y B_o/nb no son completamente independiente del coeficiente de película pero sus variaciones no hacen críticas su estimación. Como una primera aproximación, Bi es usualmente cercano a 1, y B_o es frecuentemente tomado igual o ligeramente mayor que el número de pases de baffles de los pases nb . El valor del factor de seguridad F_s depende de la cantidad de bypass y es frecuentemente estimado como 1,6.

Tabla 7: Condiciones: Flujo turbulento en la carcasa y tubos en el Intercambiador de calor con flujo cruzado:

$$A \quad \Delta P_i = \frac{B_i * 2 * f_i * G^2 * L * n_p}{g_c * \rho_i * D_i * \Phi_i} = \frac{2 * f_i * G_i^2 * L * n_p}{g_c * \rho_i * D_i * \Phi_i} + (F_e + F_c + F_r) * n_p * \rho_i$$

$$B \quad \Phi_i = 1,02 * \left(\frac{\varphi_i}{\varphi_{iw}}\right)^{0,14}$$

$$C \quad S_i = \frac{\pi * D_i * N_t}{4 * n_p}$$

$$D \quad A_o = N_t * D_o * L$$

Donde S_i = área de flujo en la sección transversal por el interior de los tubos por pases

N_t = número total de tubos en el Intercambiador

$$E \quad E_i = \frac{\Delta P_i * W_i}{\rho_i * A_o} = \frac{\Delta P_i * G * S_i}{\rho_i * A_o} = \frac{\Delta P_i * G * D_i^2}{4 * \rho_i * D_o * L * n_p}$$

Flujo turbulento en tubos:

$$F \quad f_i = \frac{0,046}{(N * Re)^2} = \frac{0,046}{\left(D_i * \frac{G}{\varphi_i}\right)^{0,2}}$$

Combinando ecuaciones A, E y F

$$G \quad E_i = \frac{0,023 * B_i * \varphi_i^{0,2} * D_i^{0,8} * G^{2,8}}{g_c * D_o * \rho_i^2 * \Phi_i}$$

$$H \quad \frac{h_i * D_i}{k_i} = 0,023 * \left(\frac{D_i * G}{\varphi_i}\right)^{0,8} * \left(\frac{C_p i * \varphi_i}{k_i}\right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\varphi_i}{\varphi_{wi}}\right)^{0,14}$$

$$I \quad G = \left(\frac{h_i * D_i^{0,2} * \varphi_i^{0,8}}{0,023 * k_i}\right) * \left(\frac{k_i}{C_p i * \varphi_i}\right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\varphi_{wi}}{\varphi_i}\right)^{0,14} \quad \wedge 1,25$$

Combinando ecuaciones A, G, y I

$$J \quad E_i = h_i^{3,5} * B_i * \frac{D_i^{1,5} * \varphi_i^{1,83} * \left(\frac{\varphi_{wi}}{\varphi_i}\right)^{0,63}}{(1,02) * (0,023)^{2,5} * g_c * D_o * \rho_i^2 * k_i^{2,33} * C_p i^{1,17}}$$

$$1 / (1,02) * (0,023)^{2,5} = 12,200$$

Pérdidas de presión en el exterior de los tubos:

$$K \quad \Delta P_o = \frac{B_o * 2 * f' * N_t * G_s^2}{g_c * \rho_o}$$

$$L \quad E_o = \frac{\Delta P_o * W_o}{\rho_o * A_o} = \frac{\Delta P_o * G_s * S_o}{\rho_o * A_o} = \frac{\Delta P_o * G_s * S_o}{\rho_o * N_t * \pi * D_o * L}$$

$$M \quad S_o = \frac{N_c * D_c * L}{n_b}$$

Donde:

S_o = es el área libre de flujo en el lado de la carcasa

N_c = es el número de espacios entre tubos para el flujo del lado de la sección de la carcasa

Dc= espacio entre tubos dando un pequeño espacio libre en el área de la carcasa

Nb= número de espacios entre bafles que es igual al número de bafles más uno

$$N \quad f' = b_o * \left(\frac{D_o * Gs}{\varphi f_o} \right)^{0,15} - 0,15$$

Ver ecuación 11 para valores de b_o en términos de tamaños de tubos y sus arreglos.

Combinando las ecuaciones K, M, L y N se obtiene Ñ

$$\tilde{N} \quad E_o = \frac{2 * B_o * D_o * \varphi f_o^{0,15} * Dc * Gs^{2,85} * Nt * Nc}{\pi * gC * D_o^{1,15} * \rho_o^2 * nb * Nt}$$

$$O \quad \frac{h_o * D_o}{k * f_o} = \frac{a_o}{Fs} * \left(\frac{D_o * Gs}{\varphi f_o} \right)^{0,6} * \left(\frac{Cp_o * \varphi_o}{k_o} \right) f^{1/3}$$

$$P \quad Gs = \left(\frac{h_o * D_o^{0,4} * \varphi f_o^{0,6} * Fs}{k f_o * a_o} * \left(\frac{k_o}{Cp_o * \varphi_o} \right) f^{1/3} \right)^{1,67}$$

Combinando las ecuaciones Ñ y P dando lugar a la ecuación Q:

$$E_o = h_o^{4,75} * \frac{B_o}{nb} * \frac{Nr * Nc}{Nt} * \frac{2 + b_o + Dc + D_o^{0,75} * Fs^{4,75} * \varphi f_o^{1,42}}{\pi * a_o^{4,75} * gC + \rho_o^2 * k f_o^{8,17} * Cp f_o^{1,58}}$$

La razón $\frac{Nr * Nc}{Nt}$, depende de la distribución de tubo y el arreglo de bases. Para arreglos

de tubos rectangulares y sin bafles $\frac{Nr * Nc}{Nt} = 1,0$. La ecuación 1 puede ahora ser expresado

en término de las variables primarias Δt_2 , h_i , h_o , A_o :

Ecuación 14:

$$Ct = A_o * Kf * CA_o + \frac{q * Hy * Cu}{Cpu * (\Delta t_1 - \Delta t_2 + t_1' - t_2')} + A_o * \Psi_i * h_i^{3,5} * Hy * Ci + A_o * \Psi_o * h_o^{4,75} * Hy * C_o$$

Solamente tres de las cuatro variables en la ecuación 14 son independientes. Bajo estas condiciones, la optimización puede ser simplificada por el uso del método del multiplicador de Lagrange λ esta dada por la ecuación 15:

$$\text{Ecuación 15: } \lambda * \left(\frac{Ft * (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{q * \ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} - \frac{1}{A_o} * \left(\frac{D_o}{Di * h_i} + \frac{1}{h_o} + Rdw \right) \right) = 0.$$

Las ecuaciones 14 y 15 son sumadas dando lugar a la siguiente ecuación de optimización en función de las cuatro variables primarias.

Ecuación 16:

$$Ct = \frac{q * Hy * Cu}{Cpu * (\Delta t_1 - \Delta t_2 + t_1' - t_2')} + A_o * \Psi_i * h_i^{3,5} * Hy * Ci + A_o * \Psi_o * h_o^{4,75} * Hy * C_o + \lambda * \left(\frac{Ft * (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{q * \ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} - \frac{1}{A_o} * \left(\frac{D_o}{Di * h_i} + \frac{1}{h_o} + Rdw \right) \right)$$

Valor óptimo de h_o . Las relaciones siguientes entre los valores óptimos de h_i y h_o se obtienen partiendo de las derivadas parciales de la ecuación 16 con respecto a h_i y con respecto a h_o , ajustando los resultados igual a 0 y eliminando A_o y λ .

Ecuación 17a:

$$\frac{\partial CT}{\partial h_i} = 3,5 * A_{o, opt} * \Psi_i * h_i, opt^{2,5} * H_y * C_i + \frac{\lambda * D_o}{A_{o, opt} * D_i * h_i^{2, opt}} = 0$$

Ecuación 17b:

$$\frac{\partial CT}{\partial h_o} = 4,75 * A_{o, opt} * \Psi_o * h_o, opt^{3,75} * H_y * C_o + \frac{\lambda}{A_{o, opt} * h_o^{2, opt}} = 0$$

$$\text{Ecuación 17c: } h_{o, opt} = \left(\frac{0,74 * \Psi_i * C_i * D_i}{\Psi_o * C_o * D_o} \right)^{0,17} * h_{i, opt}^{0,78}$$

Valor óptimo de h_i se puede determinar por el ajuste de las derivadas parciales de la ecuación 16 con respecto a A_o y con respecto a h_i igualando a 0 y eliminando a A_o y a λ . Esto da como resultado con $h_{i, opt}$ y $h_{o, opt}$ y solamente como variables desconocidas, de manera que simultaneando ecuaciones por la 17c da lugar a la ecuación 18b, en la cual $h_{i, opt}$ es la única incógnita.

Ecuación 18a:

$$\frac{\partial CT}{\partial A_o} = Kf * C A_o + \Psi_i * h_{i, opt}^{3,5} * H_y * C_i + \Psi_o * h_{o, opt}^{4,75} * H_y * C_o + \frac{\lambda}{A_{o, opt}^2} * \left(\frac{D_o}{D_i * h_{i, opt}} + \frac{1}{h_{o, opt}} + Rdw \right) = 0$$

Ecuación 18b:

$$H_i * h_{i, opt}^{3,5} * \left(2,5 * \Psi_i * H_y * C_i + \frac{3,5 * \Psi_i * H_y * C_i * Rdw * h_{i, opt}}{D_o} + 2,9 * \left(\frac{\Psi_i * C_i * D_i}{D_o} \right)^{0,83} * (\Psi_i * C_o)^{0,17} * H_y * h_{i, opt}^{0,22} \right) = Kf * C A_o$$

Valor óptimo de U . Un método de ensayo y error o gráfico puede ser usado para obtener el valor de $h_{i, opt}$ de la ecuación 18b. Desde las ecuaciones 4 y 17c, los valores de $U_{o, opt}$ se determinan con:

$$\text{Ecuación 19: } U_{o, opt} = \left(\frac{D_o}{D_i * h_{i, opt}} + \frac{1}{h_{o, opt}} + Rdw \right)^{-1}$$

Valor óptimo de Δt . El valor de $U_{o, opt}$ es ahora conocido, y Δt óptimo puede determinarse por el ajuste de la derivada parcial de la ecuación 16 con respecto a Δt y A_o , igualando a 0 y eliminando λ . Los resultados pueden ser combinados con las ecuaciones 5-13 dando lugar a la ecuación 20.

La ecuación 20 puede ser resuelta para Δt_2 óptima por el método de ensayo y error o por la figura 14,31 del Peters en el cual se plotea la ecuación 20.

Ecuación 20:

$$\frac{FT \cdot U_o, \text{opt} \cdot Hy \cdot Cu}{C_{pu} \cdot (KF \cdot CA_o + E_{i, \text{opt}} \cdot Hy \cdot Ci + E_{o, \text{opt}} \cdot Hy \cdot Co)} = \left(1 + \frac{t_1' - t_2'}{\Delta t_1 - \Delta t_2, \text{opt}}\right)^2 * \left(\ln\left(\frac{\Delta t_2, \text{opt}}{\Delta t_1}\right) - 1 + \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2, \text{opt}}\right)$$

Valor óptimo de A_o . Siendo $\Delta t_2, \text{opt}$ y por consiguiente, y Δt_m óptima ahora conocida, A_o, opt puede ser determinada directamente de la ecuación 4.

Valores óptimos de G y G_s . Las ecuaciones E1 y L1 en la tabla 7 (Peters y Timmerhaus, 1971) permiten calcular G, opt y G_s, opt respectivamente para valores definidos de h_i, opt y h_o, opt .

Valor óptimo de W_u . La razón de flujo de fluido útil (W_u) es ajustado por el valor de Δt_2 . Por consiguiente, cuando $\Delta t, \text{opt}$ es conocida, puede ser calculada de la ecuación 3.

Valores óptimos de S_i y N_t . El área interior de flujo en los tubos puede calcularse de la siguiente ecuación 21.

Ecuación 21: $S_i, \text{opt} = \frac{W_i}{G, \text{opt}}$

El número total óptimo de tubos en el intercambiador es:

Ecuación 22: $N_t, \text{opt} = \frac{4 \cdot n_p \cdot S_i, \text{opt}}{\pi \cdot D_i^2}$

Valor óptimo de L . La longitud óptima de tubo es ajustado por el área óptima de transferencia de calor y el número total de tubos. Así, para un diámetro dado de tubo se tiene:

Ecuación 23: $L, \text{opt} = \frac{A_o, \text{opt}}{\pi \cdot D_o \cdot N_t, \text{opt}}$

Los valores óptimos de S_o, N_c y n_b . Las siguientes ecuaciones da el área transversal de flujo libre del lado de la carcasa:

Ecuación 24: $S_o, \text{opt} = \frac{W_o}{G_s, \text{opt}}$

El número de espacios N_c para el flujo que atraviesa entre los tubos de la concha es determinado por el número de tubos en la concha, la inclinación de los tubos y el arreglo de los tubos. Para un caso común de una concha cilíndrica, puede ser usada para calcular el número de espacios libres la ecuación 25 cuando el paso para un caso común de una carcasa cilíndrica y espaciamentos transversales y un mínimo de área libre, las

siguientes ecuaciones pueden ser utilizadas para obtener una aproximación de N_c óptima:

Con un paso cuadrado y N_t mayor que 25:

Ecuación 25: $N_{c, opt} = 1,37 * (N_{t, opt})^{0,475}$

Con un paso de triángulo equilátero y N_t mayor que 20:

Ecuación 26: $N_{c, opt} = 0,94 + \left(\frac{N_{t, opt} - 3,7}{0,907} \right)^{1/2}$

El número óptimo de espacios de baffles puede ser estimado por la ecuación 27:

Ecuación 27: $n_{b, opt} = \frac{N_{c, opt} * D_c * L_{opt}}{S_{o, opt}}$

3.4. Aplicaciones de la metodología para el diseño óptimo, de los intercambiadores de calor a la salida de cada convertidor.

Al proceso se decide proponer la sustitución de Intercambiadores de aire para enfriamiento de gases por Intercambiadores de agua debido al gran consumo electroenergético que presenta esta planta.

En la optimización del Intercambiador de calor 1 se necesitaron buscar una serie de datos de propiedades físicas para la solución de la metodología:

Intercambiador de calor 1:

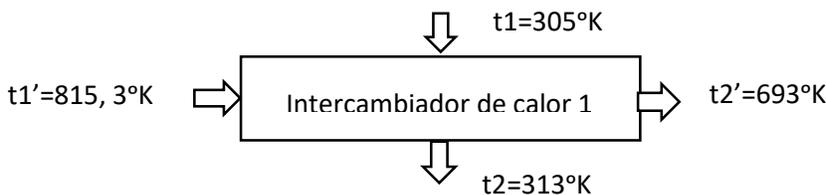


Figura 3 Representación del Intercambiador de Calor 1

Fluido caliente:(gases)

$t1' = 815,3^{\circ}K$

$t2' = 693^{\circ}K$

$\Delta t1 = t2' - t1 = 693^{\circ}K - 305^{\circ}K = 388^{\circ}K$

T media de los gases = $(t2' + t1') / 2 = (815,3 + 693) / 2$

T media de los gases = $754^{\circ}K - 273^{\circ}K = (481^{\circ}C * 1,8) + 32 = 897^{\circ}F$

T media del agua = $(t2 + t1) / 2 = (313 + 305) / 2$

T media del agua = $309^{\circ}K - 273^{\circ}K = (36^{\circ}C * 1,8) + 32 = 96^{\circ}F$

Fluido frío:(agua)

$t1 = 305^{\circ}K$

$t2 = 313^{\circ}K$

T en el interior de la película (agua):

$$\Delta t = T \text{ media de gases} - T \text{ media del agua} = 897^\circ\text{F} - 96^\circ\text{F} = 801^\circ\text{F}$$

$$T \text{ en el interior de la película (agua)} = T \text{ media del agua} + (0,1/2) * \Delta t$$

$$T \text{ en el interior de la película (agua)} = 136^\circ\text{F}$$

T en el exterior de la película:(gases):

$$\Delta t = T \text{ media de los gases} - T \text{ media del agua} = 897^\circ\text{F} - 96^\circ\text{F} = 801^\circ\text{F}$$

$$T \text{ en el interior de la película (gases)} = T \text{ media de los gases} - (0,8 * \Delta t)$$

$$T \text{ en el interior de la película (gases)} = 897^\circ\text{F} - (0,8 * 801) = 257^\circ\text{F}$$

Con los valores calculados de las temperaturas se buscan las propiedades de los gases y del agua. Las propiedades de los gases se ponderan de acuerdo al porcentaje de ellos en cada convertidor a la entrada y a la salida, se suma entrada más salida y se divide entre dos para cada una de las propiedades de los gases (Anexos 13 al 16).

Aplicando las fórmulas que se encuentran en el método de optimización aplicando Lagrange anteriormente explicado (Peters y Timmerhaus, 1971) y conociendo las propiedades físicas del agua y de los gases así como los siguientes datos se procede a calcular:

Datos:

$$D_o = 1'' = 1/12 = 0,083 \text{ pie}, D_I = 0,782'' = 0,782/12 = 0,065 \text{ pie}, 15/16 \text{ en triangular}$$

$$\text{Días de operación} = 7\ 000 \text{ h/año}, F_s = 1,3, (N_t * N_c) / N_t = 1, x_t = 1,25$$

Se escoge este valor de coeficiente de transferencia de calor del metal que es acero inoxidable porque las variaciones de este con otros metales no son tan grande y esto da un sobrediseño (Peters y Timmerhaus, 1971), página 552: $K_w = 26 \text{ BTU} / \text{h} * \text{pie}^2 * (^\circ\text{F}/\text{pie})$.
 $x_w = 0,109/12 = 0,009 \text{ pi}, K_f = 0,1$

$$\text{Costo del acero inoxidable} = 6 \text{ UCD} / \text{pie}^2 \text{ (Peters y Timmerhaus, 1971).}$$

Índice de actualización del costo = 3,52 (Hougen *et al.*, 1959). Otros gastos de costo se presentan en el anexo 12.

$$\text{Índice de instalación} = 1,15.$$

Se calcula el término de la ecuación 12 a-) sustituyendo las propiedades de los gases y se obtiene como resultado: $\Psi_i = 2 * 10^{-4}$

Se sustituye en la ecuación 11 y se halla el valor de:

$b_0 = 0,72$, que luego se sustituye en la ecuación 13 a-).

Luego se procede a determinar a través de la ecuación 13 a-) el término aplicando las propiedades del agua: $\Psi_o = 2,67 \cdot 10^{-11}$

Para el cálculo de la resistencia combinada del espesor de los tubos y factor de suciedad según la ecuación siguiente:

$$R_{dw} = \frac{D_o \cdot X_w}{K_w \cdot D_w \log_{medio}} + \frac{D_o}{D_i \cdot h_{di}} + \frac{1}{h_{do}}$$

Es necesario conocer $D_w \log_{medio}$ el cual se calculó de la siguiente manera:

A interior del cilindro = $2 \cdot \pi \cdot D_i \cdot h$, A exterior del cilindro = $2 \cdot \pi \cdot D_o \cdot h$

A media = $(A_1 - A_2) / \ln(A_1/A_2)$

Sustituyendo el área interior y el área exterior en el área media y realizando las simplificaciones necesarias queda de la siguiente forma:

A media = $\pi \cdot (D_o - D_i) / \ln(D_o / D_i) = (3,14 \cdot (1 - 0,782)) / \ln(1/0,782) = 2,83$

A media log = $D_w \log_{medio} \cdot \pi$

$D_w \log_{medio} = (A_{media \log}) / \pi = 2,83 / 3,14 = 0,075 \text{ pie}$

Luego sustituyendo los valores en la fórmula el resultado de $R_{dw} = 1,5 \cdot 10^{-3}$

$C_i = C_o = (\$ 0,02 / (2,655 \cdot 10^6) \text{ pie} \cdot \text{lb} \cdot \text{Ft}) \cdot 3,52 = 0,0264 \cdot 10^{-6} \$ / \text{pie} \cdot \text{lb} \cdot \text{Ft}$

Aplicando la ecuación 18b se procede a calcular el valor de $h_{i, opt}$ a través de un método de ensayo y error dando como resultado: $h_{i, opt} = 92 \text{ BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Según la ecuación 17c se calcula el valor de: $h_{o, opt} = 457 \text{ BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Con los valores de $h_{i, opt}$ y $h_{o, opt}$ se calcula según la ecuación 19:

$U_{o, opt} = 60 \text{ BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Determinación de la Δt_{opt} :

Datos: $C_u = 5 \cdot 10^{-6} \$ / \text{lb agua}$, $F_t = 1$

Se resuelve la ecuación 20 dando como resultado 2,12 y $(t_1' - t_2') / \Delta t_1 = 0,31$. Con estos números se entra a la figura 14,13 de la página 58 del Peters y se busca la relación: Δt_2 ,

$opt / \Delta t_1 = 0,26 = 0,26 \cdot \Delta t_1 = 0,26 \cdot 388^\circ\text{K} = 100,88^\circ\text{K}$

$\Delta t_{media, opt} = (\Delta t_1 + \Delta t_2, opt) / 2 = (388 + 100,88) ^\circ\text{K} / 2 = 244,44^\circ\text{K} = (244,44^\circ\text{C} \cdot 1,8) + 32 = 471^\circ\text{F}$

Para hallar el $A_{o, opt}$ se necesita conocer el flujo de gases que entra al intercambiador 1 por lo que se procede a calcular el mismo:

Datos:

$$T \text{ entrada} = (815,3^{\circ}\text{K} - 273^{\circ}\text{K}) = (542,3^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = 1008,14^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ salida} = (693^{\circ}\text{K} - 273^{\circ}\text{K}) = (420^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = 788^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Masa (gases)} = 8,369 \text{ (t / h)} * (1000 \text{ Kg / 1 t)} * (2,2 \text{ lb / 1 Kg}) = 18 \ 411,8 \text{ lb / h}$$

$$Q = (T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida}}) * m_{\text{gases}} * C_p_{\text{gases}}$$

$$Q = (1008,14 - 788) ^{\circ}\text{F} * 18 \ 411,8 \text{ lb / h} * 0,31 \text{ BTU / (lb} * ^{\circ}\text{F)} = \mathbf{1 \ 256 \ 483,8 \text{ BTU / h}}$$

$$A_{o, \text{ opt}} = Q / (U_{o, \text{ opt}} * \Delta t_{\text{ media, opt}})$$

$$A_{o, \text{ opt}} = 1 \ 256 \ 483,8 \text{ (BTU / h)} / (60 \text{ (BTU / h} * \text{pie}^2 * ^{\circ}\text{F)} * 471^{\circ}\text{F}) = 44,46 \text{ pie}^2 = 4,13 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo de instalación} = A_{o, \text{ opt}} * (\text{Costo por pie}^2) * \text{Índice de actualización} * \text{Índice de instalación} = 44,46 \text{ pie}^2 * 6 \text{ (USD / pie}^2) * 3,52 * 1,15 = 1 \ 079,84 \text{ USD.}$$

Intercambiador de calor 2:

En la optimización del Intercambiador de calor 2 de idéntica manera se necesitaron buscar una serie de datos de propiedades físicas para la solución de la metodología:

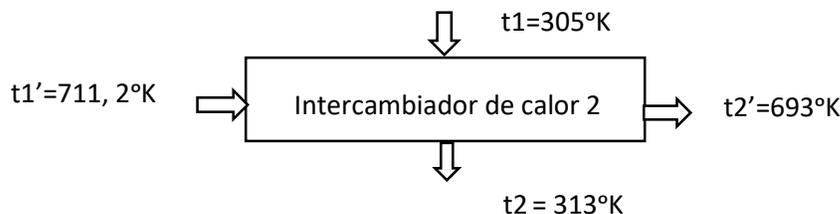


Figura 4 Representación del Intercambiador de calor 2

Fluido caliente:(gases)

$$t1'=711, 2^{\circ}\text{K}$$

$$t2'=693^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta t1 = t2'-t1 = 693^{\circ}\text{K} - 305^{\circ}\text{K} = 388^{\circ}\text{K}$$

$$T \text{ media de los gases} = (t2'+t1')/2 = 702^{\circ}\text{K} - 273^{\circ}\text{K} = (429^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = 804^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ media del agua} = (t2+t1)/2 = (313+305)/2 = 309^{\circ}\text{K} - 273^{\circ}\text{K} = (36^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = 96^{\circ}\text{F}$$

T en el interior de la película:(agua):

$$\Delta t = T \text{ media de los gases} - T \text{ media del agua} = 804^{\circ}\text{F} - 96^{\circ}\text{F} = 708 ^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ en el interior de la película (agua)} = T \text{ media del agua} + (0,1/2) * \Delta t$$

$$T \text{ en el interior de la película (agua)} = 96^{\circ}\text{F} + (0,1/2) * 708^{\circ}\text{F} = 131^{\circ}\text{F}$$

T en el exterior de la película:(gases):

$$\Delta t = T \text{ media de los gases} - T \text{ media del agua} = 804^{\circ}\text{F} - 96^{\circ}\text{F} = 708^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ en el interior de la película (gases)} = T \text{ media de los gases} - (0,8 * \Delta t)$$

$$\mathbf{T \text{ en el interior de la película (gases)} = 804^{\circ}\text{F} - (0,8 * 708) = \mathbf{273^{\circ}\text{F}}$$

Con los valores calculados de las temperaturas se buscan las propiedades de los gases y del agua. Las propiedades de los gases se ponderan de acuerdo al porcentaje que tienen estos en cada convertidor a la entrada y a la salida, se suma entrada más salida y se divide entre dos. Las propiedades de los gases como conductividad térmica, viscosidad, Cp (Kern, 1969) y la densidad (Perry, 1969) se muestran en los anexos del 17 al 20.

Aplicando las fórmulas que se encuentran en el método de optimización aplicando Lagrange anteriormente explicado (Peters y Timmerhaus, 1971) y conociendo las propiedades físicas del agua y de los gases así como los datos (que son los mismos que se encuentran al principio) se procede a calcular:

La metodología de optimización del Intercambiador de calor 2 se realiza de igual forma que en el Intercambiador 1, lo que cambian son las propiedades que se obtuvieron anteriormente y los resultados finales del procedimiento aplicado son:

$$\Psi_i = 2 * 10^{-4}; \Psi_o = 2,67 * 10^{-11}; h_{i, \text{opt}} = 92 \text{ BTU} / \text{h} * \text{pie}^2 * ^{\circ}\text{F}; h_{o, \text{opt}} = 457 \text{ BTU} / \text{h} * \text{pie}^2 * ^{\circ}\text{F}; U_{o, \text{opt}} = 60 \text{ BTU} / \text{h} * \text{pie}^2 * ^{\circ}\text{F}.$$

Determinación de la Δt_{opt} :

$$\mathbf{Datos:} \text{ Cu} = 5 * 10^{-6} \$ / \text{lb agua}, \text{ Ft} = 1$$

Se resuelve la ecuación 20 dando como resultado 2,12 y $(t_1' - t_2') / \Delta t_1 = 0,05$. Con estos números se entra a la figura 14,13 de la página 58 del Peters y se busca la relación:

$$\Delta t_{2, \text{opt}} / \Delta t_1 = 0,20 = 0,26 * \Delta t_1 = 0,20 * 388^{\circ}\text{K} = 77,6^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta t_{\text{media, opt}} = (\Delta t_1 + \Delta t_{2, \text{opt}}) / 2 = (388 + 77,6)^{\circ}\text{K} / 2 = 232,8^{\circ}\text{K} = (232,8^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = \mathbf{451,04^{\circ}\text{F}}$$

Para hallar el $A_{o, \text{opt}}$ se necesita conocer el flujo de gases que entra al intercambiador 2 por lo que se procede a calcular el mismo:

Datos:

$$T_{\text{entrada}} = (711,2^{\circ}\text{K} - 273^{\circ}\text{K}) = (438,2^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = 820^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{salida}} = (693^{\circ}\text{K} - 273^{\circ}\text{K}) = (420^{\circ}\text{C} * 1,8) + 32 = 788^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Masa (gases)} = 8,369 \text{ (t / h)} * (1000 \text{ Kg} / 1 \text{ t}) * (2,2 \text{ lb} / 1 \text{ Kg}) = 18 \text{ 411,8 lb} / \text{h}$$

$$Q = (T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida}}) * m_{\text{gases}} * C_p_{\text{gases}}$$

$$Q = (820 - 788) \text{ } ^\circ\text{F} * 18\,411,8 \text{ lb} / \text{h} * 0,393 \text{ BTU} / (\text{lb} * \text{ } ^\circ\text{F}) = 231\,546,79 \text{ BTU} / \text{h}$$

$$A_{o, \text{opt}} = Q / (U_{o, \text{opt}} * \Delta t_{\text{media, opt}}) = 231\,546,79 \text{ (BTU} / \text{h)} / (60 \text{ (BTU} / \text{h} * \text{pie}^2 * \text{ } ^\circ\text{F)} * 451,04 \text{ } ^\circ\text{F}) = 8,55 \text{ pie}^2 = 0,79 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo de instalación} = A_{o, \text{opt}} * (\text{Costo por pie}^2) * \text{Índice de actualización} * \text{Índice de instalación} = 8,55 \text{ pie}^2 * 6 \text{ (USD} / \text{pie}^2) * 3,52 * 1,15 = 207,66 \text{ USD}$$

Intercambiador de calor 3:

En la optimización del Intercambiador de calor 3 se necesitaron buscar una serie de datos de propiedades físicas para la solución de la metodología:

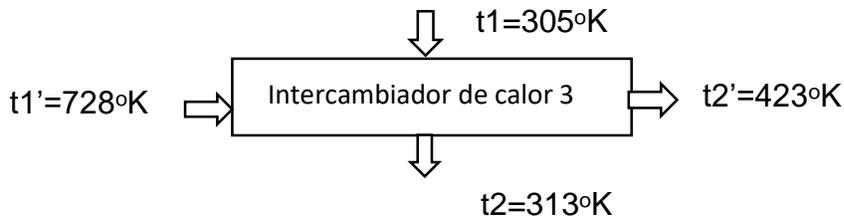


Figura 5 Representación del Intercambiador de calor 3

Fluido caliente:(gases)

$$t1'=728^\circ\text{K}$$

$$t2'=423^\circ\text{K}$$

$$\Delta t1 = t2' - t1 = 423^\circ\text{K} - 305^\circ\text{K} = 118^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{media de los gases}} = (t2' + t1') / 2 = (728 + 423) / 2 = 575^\circ\text{K} - 273^\circ\text{K} = (302^\circ\text{C} * 1,8) + 32 = 575^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{media del agua}} = (t2 + t1) / 2 = (313 + 305) / 2 = 309^\circ\text{K} - 273^\circ\text{K} = (36^\circ\text{C} * 1,8) + 32 = 96^\circ\text{F}$$

T en el interior de la película:(agua):

$$\Delta t = T_{\text{media de los gases}} - T_{\text{media del agua}} = 575^\circ\text{F} - 96^\circ\text{F} = 479^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{en el interior de la película (agua)}} = T_{\text{media del agua}} + (0,1/2) * \Delta t$$

$$T_{\text{en el interior de la película (agua)}} = 96^\circ\text{F} + (0,1/2) * 479^\circ\text{F} = 119^\circ\text{F}$$

T en el exterior de la película:(gases):

$$\Delta t = T_{\text{media de los gases}} - T_{\text{media del agua}} = 575^\circ\text{F} - 96^\circ\text{F} = 479^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{en el interior de la película (gases)}} = T_{\text{media de los gases}} - (0,8 * \Delta t)$$

$$\text{T en el interior de la película (gases)} = 575^\circ\text{F} - (0,8 * 479) = 191,8^\circ\text{F}$$

Con los valores calculados de las temperaturas se buscan las propiedades de los gases y del agua. Las propiedades de los gases se ponderan de acuerdo al porcentaje que tienen estos en cada convertidor a la entrada y a la salida, se suma entrada más salida y se divide entre dos para cada una de las propiedades de los gases. Cada una de las propiedades de los gases se muestran en los anexos del 21 al 24.

Aplicando las fórmulas que se encuentran en el método de optimización aplicando Lagrange anteriormente explicado (Peters y Timmerhaus, 1971) y conociendo las propiedades físicas del agua y de los gases así como los datos (que son los mismos que se encuentran al principio) se procede a calcular:

La metodología de optimización del Intercambiador de calor 3 se realiza de igual forma que en el Intercambiador 1 y 2, lo que cambian son las propiedades que se obtuvieron anteriormente y los resultados finales del procedimiento aplicado son:

$$\Psi_i = 1,8 \cdot 10^{-4} ; \Psi_o = 2,67 \cdot 10^{-11} ; h_{i, \text{opt}} = 95 \text{ BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} ; h_{o, \text{opt}} = 454 \text{ BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} ; U_{o, \text{opt}} = 59 \text{ BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}.$$

Determinación de la Δt_{opt} :

Datos: $C_u = 5 \cdot 10^{-6} \text{ \$} / \text{lb agua}$ $F_t = 1$

Se resuelve la ecuación 20 dando como resultado 2,03 y $(t_1' - t_2') / \Delta t_1 = 2,58$. Con estos números se entra a la figura 14,13 de la página 58 del Peters y se busca la relación:

$$\Delta t_2, \text{opt} / \Delta t_1 = 1,4 = 0,26 \cdot \Delta t_1 = 1,4 \cdot 118^\circ\text{K} = 165,2^\circ\text{K}$$

$$\Delta t_{\text{media, opt}} = (\Delta t_1 + \Delta t_2, \text{opt}) / 2 = (118 + 165,2)^\circ\text{K} / 2 = 141,6^\circ\text{K} = 286,88^\circ\text{F}$$

Para hallar el $A_{o, \text{opt}}$ se necesita conocer el flujo de gases que entra al intercambiador 3 por lo que se procede a calcular el mismo:

Datos:

$$T_{\text{entrada}} = (728^\circ\text{K} - 273^\circ\text{K}) (455^\circ\text{C} \cdot 1,8) + 32 = 851^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{salida}} = (423^\circ\text{K} - 273^\circ\text{K}) (150^\circ\text{C} \cdot 1,8) + 32 = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Masa (gases)} = 8,369 \text{ (t / h)} \cdot (1000 \text{ Kg} / 1 \text{ t}) \cdot (2,2 \text{ lb} / 1 \text{ Kg}) = 18\,411,8 \text{ lb} / \text{h}$$

$$Q = (T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida}}) \cdot m_{\text{gases}} \cdot C_p_{\text{gases}}$$

$$Q = (851 - 302)^\circ\text{F} \cdot 18\,411,8 \text{ lb} / \text{h} \cdot 0,441 \text{ BTU} / (\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}) = 4\,457\,662,48 \text{ BTU} / \text{h}$$

$$A_{o, \text{opt}} = Q / (U_{o, \text{opt}} \cdot \Delta t_{\text{media, opt}}) = 4\,457\,662,48 \text{ (BTU} / \text{h)} / (59 \text{ (BTU} / \text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F)} \cdot 286,88^\circ\text{F)} = 263,36 \text{ pie}^2 = 24,46 \text{ m}^2$$

Costo de instalación = $A_{o, opt} * (\text{Costo por pie}^2) * \text{Índice de actualización} * \text{Índice de instalación} = 263,36 \text{ pie}^2 * 6 \text{ (USD / pie}^2) * 3,52 * 1,15 = 6\,396,48 \text{ USD}$

3.5 Diseño óptimo de la torre de enfriamiento.

Para garantizar las temperaturas del agua utilizada para el enfriamiento de los gases en cada convertidor se invierte en una torre de enfriamiento, que garantice toda el agua fría necesaria, que es la siguiente: 187 289,31 kg/h

La metodología para calcular las torres de enfriamiento acopladas a intercambiadores de calor y fermentadores, se muestra en la Figura 6:

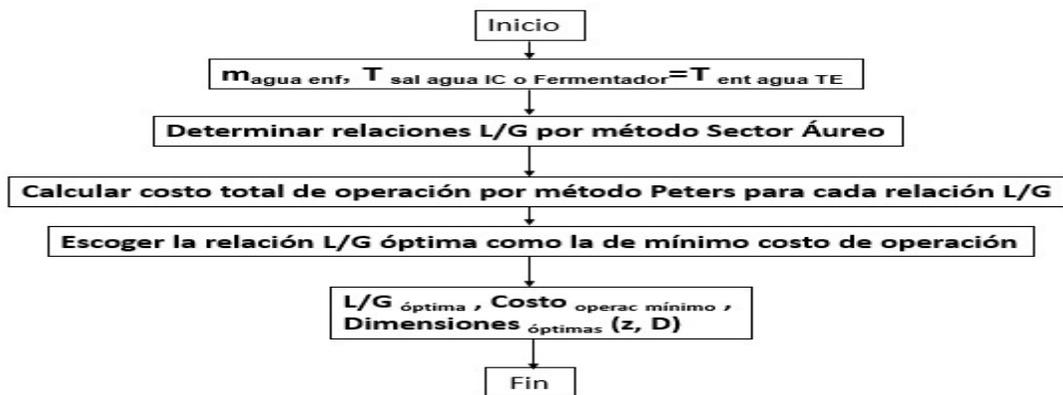


Figura 6 Metodología para calcular torres de enfriamiento (Jiménez et al., 2015).

1. Se determinaron las masas de agua de enfriamiento requeridas por los equipos y la temperatura a la que entra el agua a la torre en circuito cerrado.
2. Se calcularon los parámetros de diseño de las torres de enfriamiento según se fijan las relaciones L/G entre 1,5 y 2,0 de acuerdo con la metodología de diseño recomendada en la literatura (Peters y Timmerhaus, 1971).
3. Se determinan los Gastos de inversión y los Costos totales de producción anual aplicando la metodología propuesta en la literatura (Peters y Timmerhaus, 1971) y los resultados se actualizaron a un estimado del 2020 con apoyo de los índices económicos de crecimiento de los precios del equipamiento (González y Castro, 2012).
4. Se escogió la relación L/G óptima como la de mínimo costo total de operación, obteniendo así la relación L/G óptima, el costo total de operación mínimo y las dimensiones de altura y diámetro óptimos de la torre de enfriamiento acopladas según el procedimiento del Segmento Áureo.

Los resultados de dimensiones y parámetros de diseño óptimos de los equipos constituyentes de las etapas analizadas se presentan en el anexo 25.

3.6. Análisis dinámico de las inversiones realizadas.

Para analizar los indicadores dinámicos de la inversión tenemos que considerar las variaciones en el flujo de caja, para ello debemos incluir el ahorro por disminución de los consumos energéticos y los valores inversionistas.

Se sabe del Anexo 25 que:

El ahorro anual de electricidad es de 292 103,57 USD/año.

Los gastos inversionistas: 137 974,36 USD.

Luego, los indicadores dinámicos son: VAN: 343 719 USD, TIR: 47%, PRD: 3,5 años.

Conclusiones parciales:

1. Es factible sustituir el enfriamiento de los gases productos de la reacción en cada intercambiador por agua mediante intercambiadores pequeños y de poco costo.
2. Los intercambiadores se pueden diseñar en condiciones óptimas con la información científica disponible; lo cual permite disminuir los costos de inversión.
3. El agua de enfriamiento requerida para el sistema de intercambio puede lograrse través de una Torre de enfriamiento de relativamente bajo costo y de condiciones óptimas de 1,5 de la relación mínima L/G.
4. El diseño óptimo de la Torre de enfriamiento puede realizarse con ayuda de la regla de Oro o segmento áureo.
5. Los indicadores económicos de este estudio pueden calcularse con mayor precisión mediante solicitudes de oferta a suministradores y determinación exactos de los consumos energéticos.

CONCLUSIONES GENERALES.

1. El objetivo en el diseño de una instalación de procesos de la industria química es que sea óptimo y operable, por ello, es imprescindible al gerencial el conocimiento en el diseño y escalado, considerar las alternativas óptimas.
2. En el ámbito nacional, no han aparecido aún con significativa fuerza una adecuación metodológica que considere siempre la evaluación de las alternativas óptimas a las condiciones de la industria cubana.
3. El proceso del estudio de la planta de ácido sulfúrico de Matanzas es un caso típico en el cual, se requiere, una modernización de la instalación, siendo aplicable la metodología propuesta para evaluar alternativas de desarrollo de la industria química.
4. Es factible sustituir el enfriamiento de los gases productos de la reacción en cada intercambiador por agua, diseñando de forma óptima los intercambiadores de relativos bajos costos.
5. El agua de enfriamiento requerida para el sistema de intercambio puede lograrse través de una Torre de enfriamiento, diseñada óptimamente con apoyo del método del Segmento Áureo, de relativamente bajo costo y de condiciones óptimas de 1,5 de la relación mínima L/G.
6. Los indicadores económicos de este estudio aunque pueden calcularse con mayor precisión mediante solicitudes de oferta a suministradores y determinación exacta de los consumos energéticos, se encontraron de un VAN: 343 719 USD, una TIR: 47%, y PRD de 3,5 años, lo que hace recomendable la modificación de la instalación de producción de Ácido Sulfúrico.

RECOMENDACIONES.

- 1) Que se continúe gerenciando el conocimiento en el diseño y escalado, considerando las alternativas óptimas.
- 2) Que continúe perfeccionando la metodológica que considere siempre la evaluación de las alternativas óptimas a las condiciones de la industria cubana.
- 3) Que se aplique en el estudio de la planta de ácido sulfúrico de Matanzas la metodología propuesta para evaluar alternativas de desarrollo de la industria química.
- 4) Que se sustituya el enfriamiento de los gases productos de la reacción en cada intercambiador por agua, diseñando de forma óptima los intercambiadores de relativos bajos costos.
- 5) Que el agua de enfriamiento requerida para el sistema de intercambio se garantice mediante una Torre de enfriamiento diseñada.
- 6) Que se precisen con mayor exactitud los indicadores económicos de la sustitución del enfriamiento de aire por agua, en la producción de Ácido Sulfúrico, antes de realizar la inversión.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

1. Adler, Y. U. (1975) *The Design of Experiment of Find Optimal Conditions*. Moscow: Antiquarian y Collectible.
2. Aragonés, M. d. L. d. I. C. (2010) *Estrategia de modificación de las facilidades auxiliares para la reconversión de la industria química*. Tesis presentada en opción al Título de Doctora en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacía. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
3. Area, M. C. (2008) *Panorama de la Industria de celulosa y papel en Iberoamérica*. Argentina: Cited.
4. Badea, L. y Cutcutache, A. (1987) «Simultaneous Material and Heat Balances of a Process System under Conditions of uncertainty», *Chisa '87, Praha*, B8, (28),
5. Barker, J. H. (1977) «Optimum time Interval between Shutdowns», *Processing*, 23, (10), pp.33-33.
6. Bell, K. J. y Alzakri, A. S. (1989) «Estimating Performance in uncertainties», *Chemical Engineering Progress*, (1),
7. Blank, L. T. y Tarquin, A. J. (1993) *Ingeniería Económica*. México: McGraw-Hill.
8. Brestovansky, D. F. y Rippin, D. W. T. (1986) «*Managing the effects of competitive uncertainty: a case studies approach*». Ponencia presentada en el World Congress II of Chemical Engineering, Tokio.
9. Budde, K. (1982) «Komplexe Prozessanalyse», *VEB, Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig*,
10. Consuegra, J. M. (1988) «*Modelo matemático para el análisis operacional de la casa de calderas por computadoras*». Ponencia presentada en el IV Conferencia de Ciencias Técnicas, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
11. Copen, E. C. (1976) *The Difficulty of Assessing uncertainty* Estados Unidos: Elsevier Scientific Publishing.
12. David, J. y Stuart, W. (1994) «Decision Making», *Pitman Publishing, London*, (1),

13. Domínguez, E. R. (1996) *Metodología para el análisis de alternativas inversionistas en la industria de procesos químicos considerando la incertidumbre en la fiabilidad de los equipos*. Tesis presentada en opción al Título de Ingeniera Química, Trabajo de Diploma. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
14. Douglas, P. L. (1995) «*Design & Scale - Up Under Uncertainty*». Ponencia presentada en el III Taller Internacional de Escalado, La Habana, Cuba
15. Gallardo, I. (1990) *Análisis de alternativas para la ampliación y reconstrucción de fábricas en la industria del papel*. Tesis presentada en opción al Título de Ingeniera Química, Trabajo de Diploma. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
16. González, E. (1982) *Modelación y optimización de un proceso tecnológico para la obtención de papel para nodular*. Tesis presentada en opción al Título de Doctor en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
17. González, E. (1991) *Utilización del análisis de procesos en la intensificación de la producción en distintas Industrias de Cuba* Tesis presentada en opción al Título de Doctor en Ciencias Técnicas, Tesis de segundo Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
18. González, E. (1997) «*Prospectiva tecnológica para el desarrollo sostenible y ambiental compatible de la industria química*». Ponencia presentada en el Memoria del V Simposio Internacional de la Ingeniería Química
19. González, E. (2005a) *Los Estudios para minimizar la incertidumbre en la absorción (asimilación) de tecnologías que emplean la biomasa como fuente de productos químicos y energía* Argentina: Cited.

20. González, E. (2005b) *Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria de procesos químicos, fermentativos y farmacéuticos*. Santa Clara, Villa Clara, Cuba: Universitaria.
21. González, E. y Cárdenas, A. (1995) «Aplicación del diseño estadístico de experimentos en el análisis económico de un proceso», *Centro Azúcar*, Año 22, enero-abril, (1), pp.52-57.
22. González, E. y Castro, E. (2012) *Aspectos técnico económicos de los estudios previos inversionistas para la producción de etanol de caña de azúcar en el concepto de biorefinería*. Jaén, España: Cooperación Iberoamérica y Espacio Mediterráneo.
23. González, E. y Miño, J. E. (2015) *Vías para la gestión de conocimientos con apoyo de la comunidad científica*. Santa Clara, Villa Clara, Cuba: Universitaria.
24. González, E., Schuart, L. y González, V. (1987) *Aspectos técnico económicos en la proyección de plantas químicas*. Santa Clara, Villa Clara, Cuba: Universitaria.
25. González, E., Schuart, L. y González, V. (1993) *Aplicación del análisis Complejo de procesos en la intensificación de instalaciones de la Industria Química en países en vías de desarrollo* Santa Clara, Villa Clara, Cuba: Universitaria.
26. González, N. (2008) *Estrategia de reconversión de una instalación de la industria química*. Tesis presentada en opción al Título de Doctor en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacía. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
27. Gruhn, G., Fahner, J. y Neumann, W. (1986) «Quantitative Zuverlssigkeitsanalyse von Mehrzweckchemicanlagen», *Chem Techn*, 38, (9), pp.372-376.
28. Gruhn, G., Schmidt, F. y Maver, B. (1980) «Zuverlssigkeitsanalyse der Aufbereiugsanlage eines Kaliwarter», *Chem Techn*, 32, (9), pp.521-525
29. Guirado, G., González, E. y González, V. (1981) «Determinación del modelo matemático de una tecnología papelera mediante los modelos lineales de sus elementos», *Centro Azúcar*, 9, (1), pp.103-118.

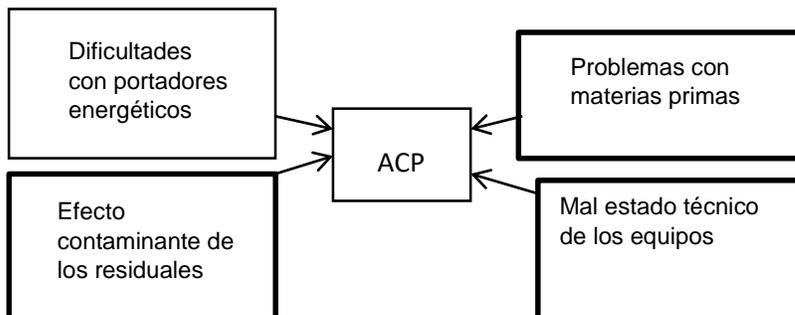
30. Hauptmanns, U. (2000) «Valuation of the Quality of Safety Management», *Chem Eng Technol*, 23, (7), pp.633-636.
31. Himmelblau, D. M. (1970) «Process Analysis by Statistical Methods». En: González, E. Ed. *Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la Industria de procesos Químicos, Fermentativos y Farmacéuticos*. La Habana, Cuba: Científica Técnica.
32. Hirsbleifer, J. y Riley, J. G. (1994) *The Analytics of Uncertainty and Information*. Cambridge University Press, Reino Unido.
33. Hougen, O. A., Watson, K. M. y Ragatz, R. A. (1959) *Chemical Process Principales*. 2da ed. Inglaterra: John Wiley & Sons.
34. Huang, W. (1986) «Simulation Analysis Conserves Energy and Resources in Chemical Process Plant Design and Operation». Ponencia presentada en el World Congress II of Chemical Engineering, Tokio.
35. Jiménez, O., et al. (2015) «Diseño óptimo económico de la etapa de preparación de residuos de destilerías de etanol para producir crema nutriente», *Centro Azúcar*, 42, (2), pp.61-71.
36. Kafarov, V. (1974) «Problemas Científicos Actuales de la Ingeniería Química», *Control, Cibernética y Automatización*, 13, (4), pp.47-52.
37. Kern, D. Q. (1969) *Procesos de Transferencia de Calor*. La Habana, Cuba: Revolucionaria.
38. Krus, A. y Klemes, J. (1984) «Readiness of Evaluations of Chemical Process Plant», *Posters V6*, 35, Chisa'84, Praha,
39. Lauchy, A. (2009) *Diseño y aplicación de un procedimiento estratégico para la diversificación de la industria de los derivados de la caña de azúcar en Cuba*. Tesis presentada en opción al Título de Doctor en Ciencias Económicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacía. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
40. Laveststein, G. (1986) «Untersuchungen zur effektivitt verschiedener Strategien der vorbeugenden Instandhaltung von Maschinen und Anlagen», *Chen Tech*, 38, (7), pp.283-286.

41. Levenspiel, O. (1974) *Ingeniería de las Reacciones Químicas*. Barcelona, España: Reverte S A Barcelona.
42. Mamade, B., et al. (2017) «Herramientas de investigación para incrementar el impacto de la ciencia en la industria química», *Revista Científica de la Ucsa*, 4 (2), pp.58-67.
43. Mesa, L. (2010) *Estrategia investigativa para la tecnología de obtención de etanol y coproductos del bagazo de la caña de azúcar*. Tesis presentada en opción al Título de Doctora en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
44. Morales, M. (2012) *Estrategia para la reconversión de una industria integrada de azucarera y derivados para la producción de etanol y coproductos a partir de bagazo*. Tesis presentada en opción al Título de Doctora en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
45. Oquendo, H. (2002) *Alternativas de desarrollo prospectivo de los derivados de la caña de azúcar*. Tesis presentada en opción al Título de Doctora en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad de Camagüey Camagüey, Cuba.
46. Oruzhev, Z. M. (1974) *La dialéctica como sistema*. La Habana, Cuba: Ciencias Sociales.
47. Pedraza, J. (1997) *Vías para la minimización de la incertidumbre en los parámetros de diseño de una instalación de la industria química*. Tesis presentada en opción al Título de Doctor en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacología. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.
48. Perry, C. (1969) *Chemical Engineers' Handbook*. Now York: Fifth.
49. Peters, M. S. y Timmerhaus, K. D. (1971) *Planta Design and Economics for Chemical Engineering*. La Habana, Cuba: Revolucionaria.

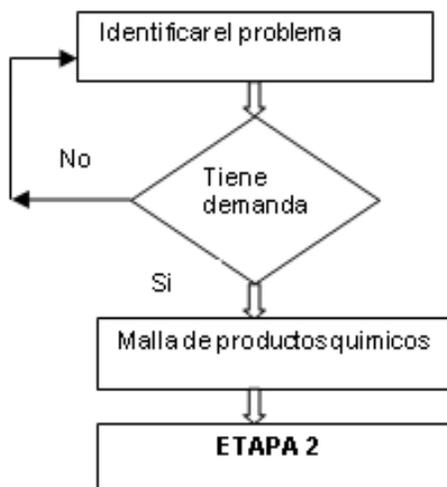
50. Rabassa, G. (2016) *Procedimiento para la selección y evaluación de oportunidades de negocios en la industria de la caña de azúcar*. Tesis presentada en opción al Título de Doctora en Ciencias Técnicas, Tesis de Doctorado.
51. Regalado, N. (1992) *Alternativas tecnológicas y energéticas para la intensificación de la industria cerámica en Cuba*. Tesis presentada en opción al Título de
52. Rodríguez, I. y Santos, R. (1986) «*Balances de Materiales y Energía en la Planta de Pulpa del Combinado de Papeles Blancos de Jatibónico*». Ponencia presentada en el III Conferencia de Ciencias Técnicas de la UCLV, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Facultad Química-Farmacia, Santa Clara, Villa Clara, Cuba: Universitaria.
53. Rudd, D. F. y Watson, C. C. (1980) *Strategy of Process Engineering*. La Habana, Cuba: Revolucionaria.
54. Scholz, A., Hittorff, E. y Schercker, G. (1987) «Problems of Optimizing Plant Design with Respect to Reliability and availability», *Chisa '87, Praha*, B4, (4),
55. Schuart, L. y Backhaus, L. (1987) «Revamping of Chemical Plants an increasing field of international Business Transactions», *Chisa '87, Praha* B3, (1),
56. Serrano, J. (2016) «Grupo Empresarial de la Industria Química Centro de Ingeniería e Investigaciones Química UCTB», 1. Cienfuegos, Cuba: Centro de Ingeniería e Investigaciones.
57. Serrano, J. (2018) «Estudio de Mercado del Ácido Sulfúrico», *Grupo Empresarial de la Industria Química. Centro de Ingeniería e Investigaciones Química UCTB*. Cienfuegos, Cuba: Centro de Ingeniería e Investigaciones Química UCTB.
58. Twaddle, W. W. y Malloy, J. B. (1966) «Evaluating and Sizing New Chemical Plants in a Dynamic Economy», *Chemical Engineering Progress*, (1),
59. Watanabe, T. (1986) «*Management and Uncertainty*». Ponencia presentada en el World Congress II of Chemical Engineering, Tokio.

ANEXOS

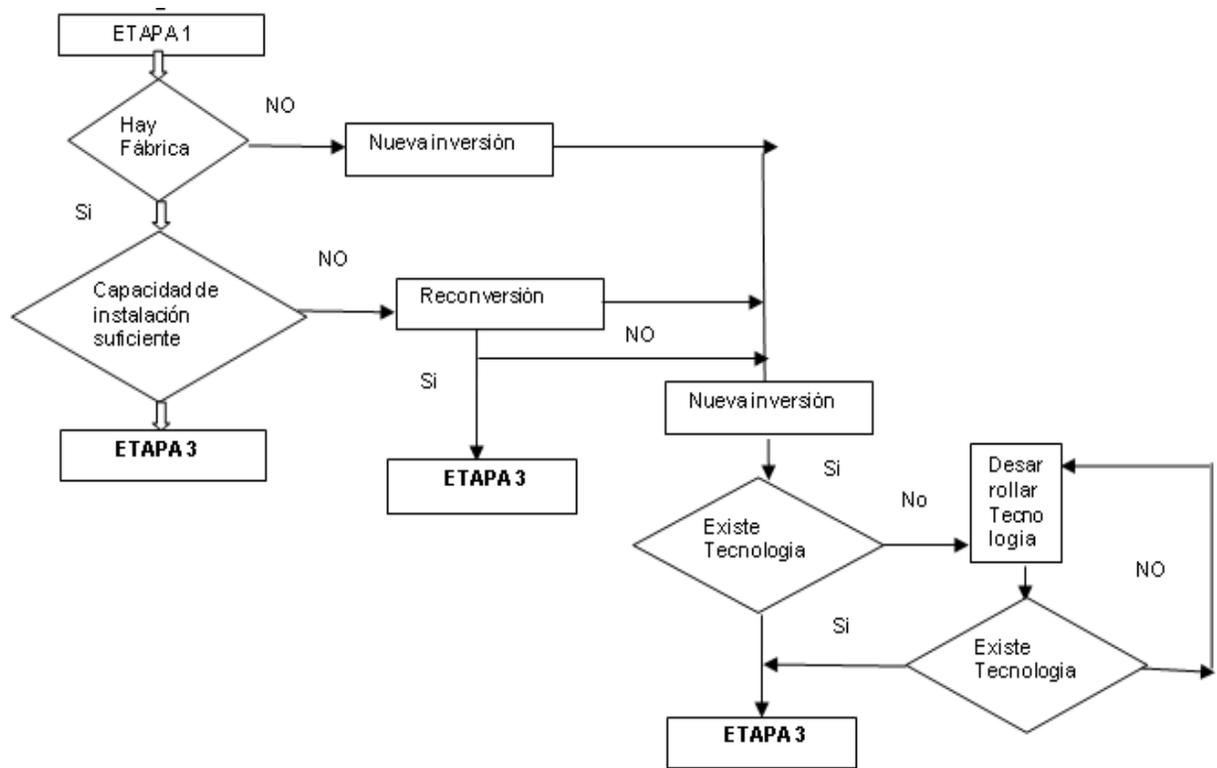
Anexo 1 Factores que inciden en un Análisis Complejo de Procesos



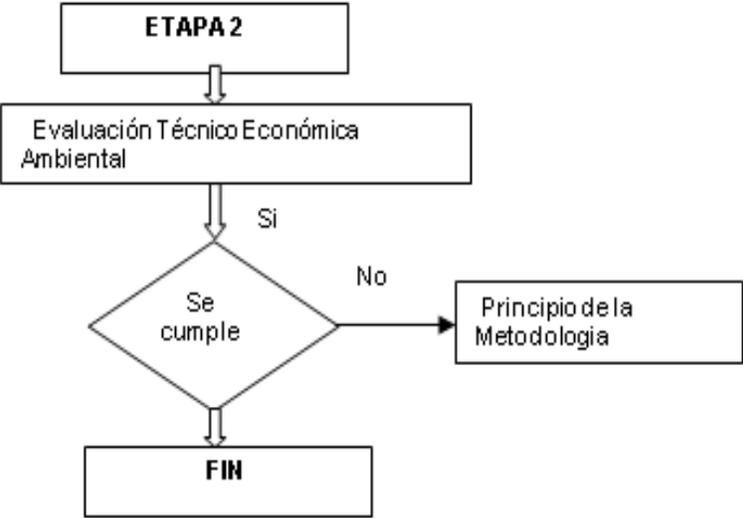
Anexo 2 Esquema de la primera etapa



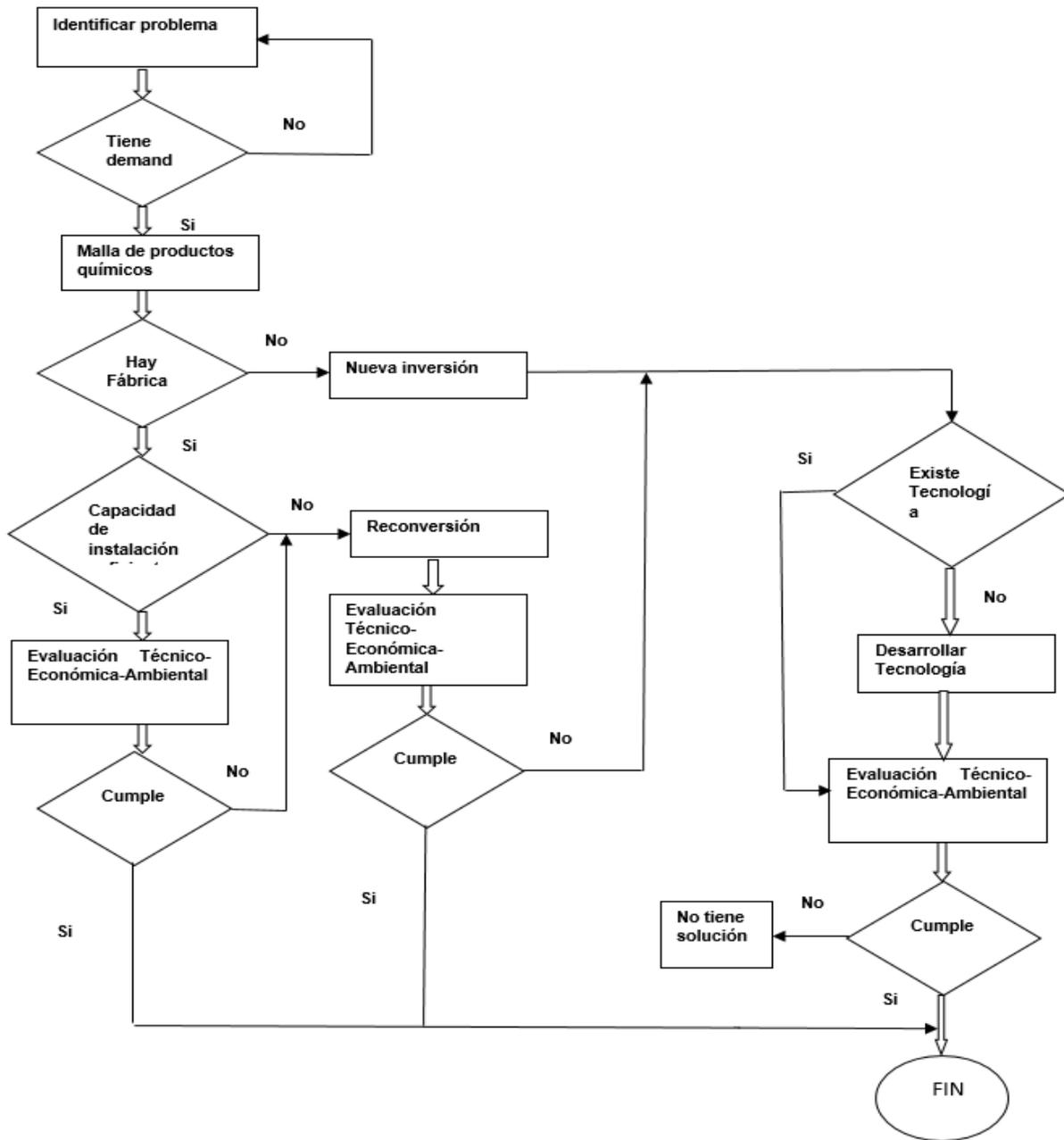
Anexo 3 Esquema de la segunda etapa de la metodología (continuación): Estudio tecnológico



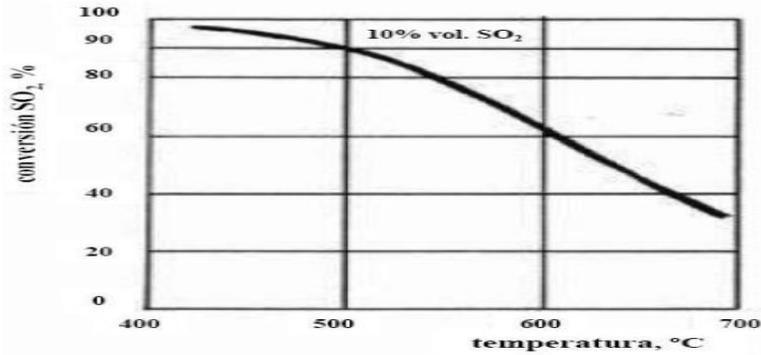
Anexo 4 Esquema de la Tercera Etapa que es Evaluación Tecnológica



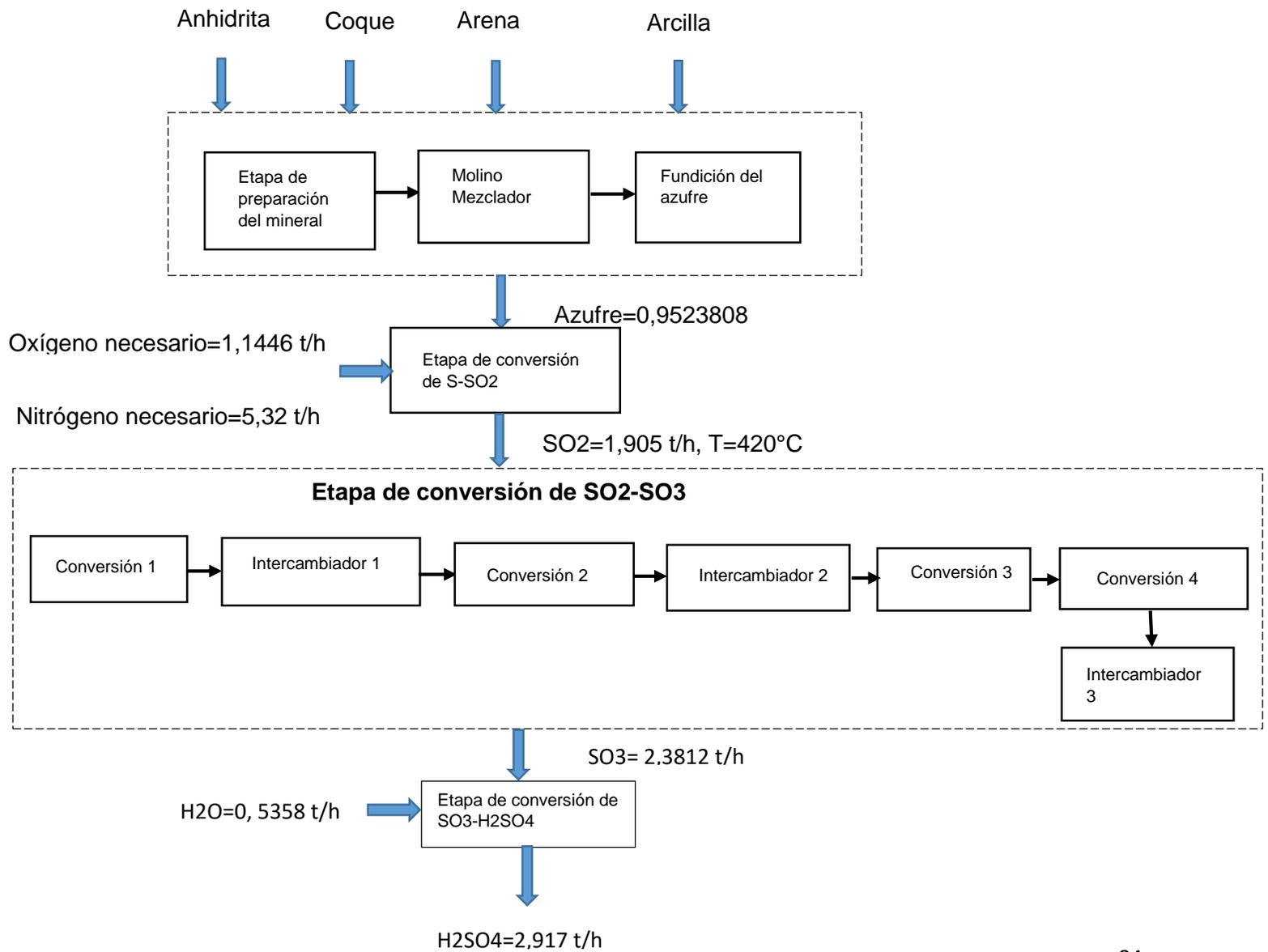
Anexo 5 Metodología General.



Anexo 6 Comportamiento de la conversión del SO₂ con relación a la temperatura.



Anexo 7 Flujo Tecnológico del proceso de producción de Ácido sulfúrico en Matanzas



Anexo 8

Se realizan los cálculos para hallar el ΣHR y el $\Sigma \Delta H_{298}$ (Intercambiador 1):

Gases	Masas(t/h)	Cp(Kcal/t°K)	M*Cp(Kcal/°K)
SO2	1,905	170,93	325,62
O2	1,1446	231,43	264,89
N2	5,32	253,17	1 346,86
Total			1 937,37

Anexo 9:

Se realizan los cálculos para hallar el ΣHR y el $\Sigma \Delta H_{298}$ (Intercambiador 2):

Gases	Masas(t/h)	Cp(Kcal/t°K)	M*Cp(Kcal/°K)
SO2	0,6477	170,93	110,71
O2	0,83	231,43	192,08
N2	5,32	253,17	1346,86
SO3	1,571625	190,25	299,00
Total			1948,65

Anexo 10:

Se realizan los cálculos para hallar el ΣHR y el $\Sigma \Delta H_{298}$ (Intercambiador 3):

Gases	Masas(t/h)	Cp(Kcal/t°K)	M*Cp(Kcal/°K)
SO2	0,1143	170,93	19,53
O2	0,696	231,43	161,07
N2	5,32	253,17	1346,86
SO3	2,23837	190,25	425,84
Total			1953,3

Anexo 11:

Términos de la ecuación $CT=A_o \cdot K_f \cdot CA_o + W_u \cdot H_y \cdot C_u + A_o \cdot E_i \cdot H_y \cdot C_i + A_o \cdot E_o \cdot H_y \cdot C_o$ y su significado:

Variables	Significado
CT	Costo anual variable para la operación del intercambiador de calor, \$/año
CA_o	Costo de instalación del intercambiador de calor por unidad de superficie de transferencia de calor exterior de los tubos, \$/m ²
C_u	Costo del fluido útil en \$/Kg
C_i	Costo de suministro en pie-lb-fuerza para bombear el fluido a través de los tubos, \$/ pie-lb-fuerza

C _o	Costo para suministrar 1 pie-lb-fuerza para bombear el fluido a través de la carcasa , \$/ pie-lb-fuerza
A _o	Área de transferencia de calor , m ² ;el subíndice 0 designa el lado exterior de los tubos
K _f	Cargos fijos anuales incluyen mantenimiento expresado como una fracción del costo inicial para la unidad completamente instalada , según sus dimensiones
W _u	Razón de flujo de fluido útil en Kg/h
H _y	Horas de operación por año
E _i	Pérdidas de potencia en el lado interior de los tubos por unidad de área exterior de los tubos , pie-lb-fuerza/hpie ²
E _o	Pérdidas de potencia por unidad de área exterior de los tubos pie-lb-fuerza/hpie ²

Anexo 12 Datos de los costos:

- Los datos presentados en la figura 14 y 15 del Peters son aplicables.
- Los costos de instalación son el 15% del costo de adquisición.
- Los cargos fijos anuales incluyendo mantenimiento son iguales al 20% del costo de instalación.
- Los costos para el agua de enfriamiento (sin incluir los costos de bombeo) son igual a 0,005 dólares / 1000 lb.
- Los costos para suministrar que el agua de enfriamiento y el gas fluyan adentro del intercambiador (incluyendo el efecto de la eficiencia motor y bomba) es 0,02 dólares / Kw*h.

Intercambiador 1

Anexo 13: Conductividad Térmica (k) (Kern página 906):

Temperaturas	Resultados	K((h) * (pie ²) * (°F/pie))
T media del agua	96°F	0,381
T en el interior de la película (agua)	136°F	0,381
T media de los gases	897°F	0,01515

Anexo 14: Calor específico (Cp) (Kern páginas 909 y 910)

Temperaturas	Resultados	Cp ((BTU) * (lb) * (°F))
T media del agua	96°F	1
T en el interior de la película (agua)	136°F	1
T media de los gases	897°F	0,31

Anexo 15: Viscosidad (μ) (Kern páginas 929)

Temperaturas	Resultados	μ ((Cp) * 2,42 (lb / h * Ft))
T media del agua	96°F	1,69
T en el interior de la película (agua)	136°F	1,69
T media de los gases	897°F	0,075
T en el exterior de la película (gases)	257°F	0,048

Anexo 16: Densidad (ρ) (Perry)

Temperaturas	Resultados	ρ ((lb) / (pie ³))
T media del agua	96°F	64,44
T en el interior de la película (agua)	136°F	62,44
T media de los gases	897°F	0,1046

Intercambiador 2**Anexo 17 Conductividad Térmica (k) (Kern página 906)**

Temperaturas	Resultados	K((h) * (pie ²) * (°F/pie))
T media del agua	96°F	0,381
T en el interior de la película (agua)	131°F	0,381
T media de los gases	804°F	0,0148

Anexo 18: Calor específico (Cp) (Kern páginas 909 y 910)

Temperaturas	Resultados	Cp ((BTU) * (lb) * (°F))
T media del agua	96°F	1
T en el interior de la película (agua)	131°F	1
T media de los gases	804°F	0,393

Anexo 19 Viscosidad (μ) (Kern páginas 929):

Temperaturas	Resultados	μ ((Cp) * 2,42 (lb / h * Ft))
T media del agua	96°F	1,69
T en el interior de la película (agua)	131°F	1,69
T media de los gases	804°F	0,070
T en el exterior de la película (gases)	273°F	0,045

Anexo 20: Densidad (ρ) (Perry)

Temperaturas	Resultados	ρ ((lb) / (pie ³))
T media del agua	96°F	64,44
T en el interior de la película (agua)	131°F	62,44
T media de los gases	804°F	0,105

Intercambiador 3**Anexo 21 Conductividad Térmica (k) (Kern página 906):**

Temperaturas	Resultados	K((h) * (pie ²) * (°F/pie))
T media del agua	96°F	0,381
T en el interior de la película (agua)	119°F	0,381
T media de los gases	575°F	0,014

Anexo 22 Calor específico (Cp) (Kern páginas 909 y 910):

Temperaturas	Resultados	Cp ((BTU) * (lb) * (°F))
T media del agua	96°F	1
T en el interior de la película (agua)	119°F	1
T media de los gases	575°F	0,441

Anexo 23 Viscosidad (μ) (Kern páginas 929):

Temperaturas	Resultados	μ ((Cp) * 2,42 (lb / h * Ft))
T media del agua	96°F	1,69
T en el interior de la película (agua)	119°F	1,69
T media de los gases	575°F	0,062
T en el exterior de la película (gases)	191°F	0,042

Anexo 24 Densidad (ρ) (Perry:

Temperaturas	Resultados	ρ ((lb) / (pie ³))
T media del agua	96°F	64,44
T en el interior de la película (agua)	119°F	62,44
T media de los gases	575°F	0,1074

Anexo 25 Resultados del diseño de la torre de enfriamiento acoplada al intercambiador de calor de placas.

G's/G'sm	1,5	1,67	1,84	Unidades
Ntog	5,542	5,542	5,542	Adimension al
Htog	0,9	0,9	0,9	m
Z	4,9878	4,9878	4,9878	m
Área	17,7439	19,1374	19,1374	m ²
D	2,37	2,468	2,468	m
Volumen	225,32	243,01	243,01	m ³
Costos de la Torre de enfriamiento	71000			USD
Costo de electricidad	334,05	356,28	377,61	USD
Cargos Fijos Ventilador	1 136,23	1 218,29	1 284,40	USD
Cargos Fijos del tanque de almacenamiento de agua	6 600	6 640	6 640	USD
Gastos de electricidad	3 300	3 220	3 220	USD
Cargos Fijos Sistema de Enfriamiento	7 736,23	7 858,29	7 924,4	USD
C Totales de producción	1 670,91	1 782,10	1 888,82	USD
Flujo de agua de enfriamiento	187 289,31	187289,31	187 289,31	Kg/h
Cargos Fijos de la bomba de la torre (14,91KW)	7000	7000	7000	USD

Gastos de electricidad en bombeo del agua en la torre	19 010,25			USD
Adquisición de equipos Y Cargos Fijos de intercambiadores	7 683,98			USD
Bombas para intercambiadores	9 400			USD
Electricidad para agua de los intercambiadores (56 kw)	71 399,9			USD
Cargos Fijos totales	9 632,62	9 754,68	9 820,79	USD
Costos totales	96 326,82			USD
Gasto actual por aire comprimido de enfriamiento	236 490			USD
Gastos anuales de electricidad por nuevas inversiones	93710,15 USD			USD
Ahorro anual	142 780 USD			USD
Costo total de los equipos	102 820,2 USD			USD
CFI (Costo de los equipos/0,60)	171 367,0 USD			USD
Deuda en el banco	191 931,04 USD			USD

Anexo 26 Fábrica de ácido sulfúrico en Matanzas:

