



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

ASPECTOS TÉCNICOS, ECONÓMICOS Y AMBIENTALES
DE LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO POR EL MÉTODO
S-I CON UN REACTOR NUCLEAR DE ALTA
TEMPERATURA

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA
ALEXANDER MENDOZA ACOSTA

DIRECTOR DE TESIS
DR. JUAN LUIS FRANCOIS LACOUTURE



CIUDAD UNIVERSITARIA MÉXICO, D.F. 2009

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dra. Cecilia Martín Del Campo Márquez

Secretario: Dr. Juan Luis Francois Lacouture

Vocal: Dr. Enrique Rodolfo Bazúa Rueda

1^{er}. Suplente: M.C. Pamela Fran Nelson Edelstein

2^{do}. Suplente: M.C. Alejandro Anaya Durand

México, Distrito Federal.

TUTOR DE TESIS:

Dr. Juan Luis Francois Lacouture



FIRMA

Agradecimientos

A mi esposa Jenny Elizabeth, quien me ha brindado su amor y su apoyo incondicional, haciendo inolvidable cada día de mi vida. Te amo y deseo estar siempre a tu lado.

A mis hijos: Fernando y Alejandro, por llenar mi vida de felicidad con sus sonrisas y travesuras. Ustedes son la luz de mi vida.

A mis padres Laureano Mendoza y Yolanda Acosta, por su cariño y apoyo incondicional en todos los aspectos de mi vida. Ustedes son el mejor ejemplo para mí.

A Anita, porque sin su apoyo no hubiera sido posible la elaboración de este trabajo y por sus consejos que han aportado a mi vida una gran motivación.

Al Dr. Juan Luis Francois, por su valiosa aportación al desarrollo de esta tesis y por la oportunidad de desarrollar un tema bajo su tutela.

A la M.C. Pamela Nelson, por todo el apoyo brindado en este y otros trabajos a lo largo de mis estudios.

A la Dra. Cecilia Martín del Campo, por sus valiosas aportaciones a este trabajo.

Al Dr. Enrique Bazúa, por su fuerte compromiso con la calidad académica y por todo el apoyo brindado.

Al M.C. Alejandro Anaya, por sus valiosos consejos y por todo lo que he aprendido de él, tanto técnica como humanamente.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por darme la oportunidad de estudiar un posgrado.

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS	I
ÍNDICE DE TABLAS	II
LISTA DE ACRÓNIMOS.....	III
INTRODUCCIÓN.....	IV

CAPÍTULO I

PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO A GRAN ESCALA COMO NECESIDAD MUNDIAL

1.1. Necesidad de combustibles limpios.....	1
1.2. Contaminación ambiental	1
1.3. Calentamiento Global	4
1.4. Disponibilidad de recursos	7
1.5. Competencia tecnológica y económica	8

CAPÍTULO II

ECONOMÍA DEL HIDRÓGENO Y LA ENERGÍA NUCLEAR

2.1. Economía del Hidrógeno	10
2.2. Estudio de Mercado	11
2.2.1. Definición de producto.....	11
2.2.2. Importancia	12
2.2.3. Usos Principales.....	12
2.2.4. Propiedades fisicoquímicas del producto y de las materias primas.....	13
2.2.5. Análisis de la demanda.....	14
2.2.6. Oferta convencional	14
2.2.7. Futuros nichos de mercado.....	14
2.3. Economía de la energía nuclear.....	15
2.3.1. Reservas de combustibles nucleares.....	16
2.3.2. Precio de combustibles nucleares.....	18

2.3.3.	Situación actual de plantas generadoras	21
2.4.	Impactos económicos	21

CAPÍTULO III

PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO Y COMPARACIÓN TECNOLÓGICA DE LOS MISMOS

3.1.	Enfoques tecnológicos	22
3.1.1.	Producción a partir de hidrocarburos	22
3.1.2.	Producción a partir de agua	22
3.2.	Selección preliminar de tecnologías candidatas a evaluación.....	23
3.2.1.	Reformación catalítica.....	24
3.2.2.	Electrólisis de alta temperatura	26
3.2.3.	Ciclo termoquímico Azufre Iodo (S-I)	30
3.3.	Comparación tecnológica.....	33
3.3.1.	Parámetros, escalas y criterios de comparación	33
3.3.2.	Evaluación tecnológica	36
3.3.3.	Selección técnica del proceso.....	40

CAPÍTULO IV

MODELADO Y SIMULACIÓN

4.1.	Frontera química	41
4.1.1.	Descripción técnica del proceso químico	41
4.1.2.	Ecuaciones químicas.....	52
4.1.3.	Ecuaciones de equilibrio físico	54
4.1.4.	Simulación en Aspen Plus.....	55
4.1.5.	Balance de Materia y Energía.....	59
4.2.	Frontera Nuclear.....	61
4.2.1.	Descripción del reactor nuclear	61

CAPÍTULO V

OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DE PROCESO S-I

5.1.	Definición de alcance de optimización.....	67
5.2.	Técnica de Optimización	67
5.2.1.	Método Pinch	67
5.2.2.	Información requerida	69
5.3.	Integración térmica.....	69
5.3.1.	Selección de elementos para integración térmica	69

5.3.2.	Simulación concurrente de cambiadores de calor y reactores químicos.....	71
5.3.3.	Determinación del punto Pinch.....	72
5.3.4.	Red de intercambio de calor integrada	76
5.3.5.	Resultados	78
5.4.	Red de intercambio térmico Nuclear-Proceso	80

CAPÍTULO VI

ANÁLISIS DE SEGURIDAD

6.1.	Estudio de peligros y operatividad de la planta nuclear-química	86
6.1.1.	Delimitación de fronteras.....	87
6.1.2.	Palabras guía y parámetros de proceso	88
6.1.3.	Definición de desviaciones, consecuencias y salvaguardas	88
6.1.4.	Evento crítico.....	93
6.2.	Diseño de sistema de mitigación apoyado en APS para Sección II de proceso S-I.....	94
6.2.1.	Metodología de diseño asistido por APS.....	95
6.2.2.	Recopilación de información.....	96
6.2.3.	Delimitación física del área de acción	97
6.2.4.	Diseño preliminar de sistema.....	98
6.2.4.2	Sistema de neutralización.....	99
6.2.4.3	Sistema de lavado de emergencia (EFS)	101
6.2.5.	Árbol de Eventos	102
6.2.5.1	Evento Iniciador.....	102
6.2.5.2	Estados finales	102
6.2.6.	Árbol de fallas.....	103
6.2.6.1	Tipos de falla del sistema de aislamiento	103
6.2.6.2	Tipos de falla del sistema de neutralización y lavado.....	104
6.2.7.	Probabilidad asignada a eventos básicos	106
6.2.8.	Cuantificación inicial de riesgo	107
6.2.9.	Reconfiguración del sistema	109
6.2.10.	Resultados	114

CAPÍTULO VII

ESTIMACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR

7.1.	Costos de la planta química.....	116
7.2.	Costos de Planta nuclear	119
7.3.	Resumen de costos	122
7.4.	Costo nivelado de hidrógeno.....	122

CAPÍTULO VIII

ASPECTOS AMBIENTALES DE PROCESO

8.1.	Emisiones contaminantes	128
8.2.	Contaminación residual	131
8.3.	Medidas para reducción de impacto ambiental	131
 CONCLUSIONES.....		132
 REFERENCIAS.....		135
 APÉNDICE A “BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA”		140
 APÉNDICE B “HOJA DE IHX”		145
 APÉNDICE C “COSTOS DE EQUIPO PRINCIPAL”		146

Introducción

Durante las últimas décadas, hemos obtenido prácticamente toda la energía a partir de fuentes primarias no renovables como el carbón, el petróleo y el gas natural, utilizando largas cadenas de transformación para llegar a los combustibles finales o a la generación de energía eléctrica. Las consecuencias de consumir dichas fuentes primarias se ven reflejadas claramente en los cambios climáticos, en la calidad del aire que respiramos y en nuestra situación económica.

Ante el difícil panorama que nos presenta la obtención de energía de recursos no renovables, surge la necesidad de emplear nuevos combustibles de manera responsable y eficiente, razón por la cual, tecnólogos de todo el mundo se encuentran en competencia para desarrollar procesos que generen combustibles a partir de fuentes limpias con el menor impacto ambiental y la máxima economía.

Muchas de estas tecnologías se encuentran enfocadas a la producción de hidrógeno, debido a que la mayoría de los países tienen en la actualidad políticas públicas que favorecen la transición hacia la economía del hidrógeno, o que incluso observan esta transición como una prioridad.

La producción de hidrógeno a nivel industrial, para su incorporación al mercado mundial como una nueva alternativa de combustible sustentable, implica grandes retos a ser superados en prácticamente todos los campos de desarrollo, que van desde cuestiones ambientales hasta técnicas de construcción y operación pasando, lógicamente, por aspectos económicos.

Es por tanto necesario, conocer las tendencias mundiales de generación de hidrógeno (combustible que nos ocupa en el presente trabajo) y evaluarlas con la finalidad de abordar aquella tecnología que resulte más prometedora en los aspectos tecnológico, ambiental y económico.

Una vez definida esta tecnología, es preciso analizarla a fondo, con la finalidad de mejorarla en sus dimensiones técnica, de seguridad y económica.

El proceso de identificación tecnológica y mejora del proceso se presenta en esta tesis. Para ello en los primeros dos capítulos se estudia la necesidad de producir hidrógeno a gran escala y sus oportunidades económicas en el panorama internacional.

El estudio técnico se divide en “evaluación y selección”, simulación y optimización, siendo cubiertos a detalle estos temas en los capítulos 3, 4 y 5 respectivamente. Un análisis detallado de la planta química se realiza en el simulador de procesos Aspen Plus y sus resultados se muestran en el capítulo 4.

A lo largo del capítulo sexto, se realiza un análisis de seguridad de la planta nuclear-química y se propone una metodología para el diseño de sistemas de mitigación de riesgos, ejemplificando ésta a detalle con uno de los casos de peligro predicho por el análisis HAZOP.

En los capítulos 7 y 8 se formulan y proponen ecuaciones para la evaluación económica y ambiental, llegándose a resultados de costo nivelado de hidrógeno y emisiones netas de gases de efecto invernadero (GEI) respectivamente.

Por último, en el capítulo 9 se presentan las conclusiones de esta tesis.

Capítulo I

Producción de Hidrógeno a Gran Escala como Necesidad Mundial

1.1. Necesidad de combustibles limpios

El mantener los esquemas de generación energética en su estado actual, propiciará sin duda consecuencias negativas de carácter irreversible. Por ello, la generación de combustibles limpios, es decir amigables con el medio ambiente, y en especial la del hidrógeno (por su alta densidad energética) debe ser vista como una necesidad mundial más que como un adelanto tecnológico.

Los encargados de despacho gubernamental deben impulsar la producción de combustibles limpios, como lo es el hidrógeno producido por acoplamiento a reactores nucleares, a través de legislación, apoyo a la investigación e incentivación fiscal, como se ha realizado en Japón[1], la Union Europea[2] y otros lugares del mundo.

Al producir hidrógeno limpio (HL, producido en procesos libres de emisiones atmosféricas y de contaminantes a cuerpos de agua, exceptuando contaminación térmica) destinado a consumo como combustible, en altos volúmenes, se podrá contribuir a la reducción de efectos negativos al planeta y la sociedad. La intervención que el uso de este energético tendrá en los factores críticos de deterioro ambiental, se describen a continuación.

1.2. Contaminación ambiental

La mayor parte de la energía eléctrica, térmica y motriz que se produce para uso industrial y doméstico, se genera por medio de combustión de combustibles fósiles, carbón, gas natural y petróleo. Aportando entre ellos alrededor del 89% de la demanda total de energía [3], como se puede observar en la Figura 1.

El carbón mineral y el gas natural asumen una participación importante debido, en gran parte, a su uso preferente en plantas de generación de potencia

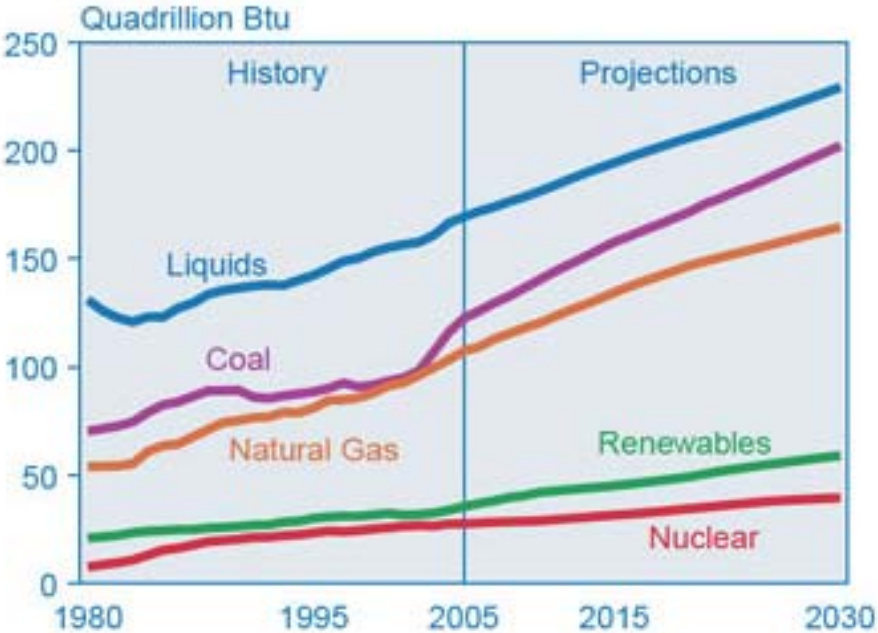
eléctrica, el primero en plantas convencionales, mientras que el segundo en aquellas denominadas de ciclo combinado.

En lo relativo al petróleo; la gasolina y el diesel son los más demandados, dado que cubren el sector transporte, con una participación de la demanda total de energéticos superior al 50%.

El hecho de que la gasolina y el diesel sean los energéticos con mayor participación mundial, y que los vehículos de combustión interna operen con eficiencias tan bajas como 19 a 24% [6], indica de manera inequívoca, que el uso de combustibles fósiles tiene la mayor contribución a la contaminación atmosférica, del agua y del suelo a nivel mundial.

Por ejemplo, la producción de un litro de gasolina consume y contamina, aproximadamente, 70 litros de agua [4]. Además de emitir al usarse poco más de 2.5 kilogramos de dióxido de carbono y 0.25 gramos de dióxido de azufre [5].

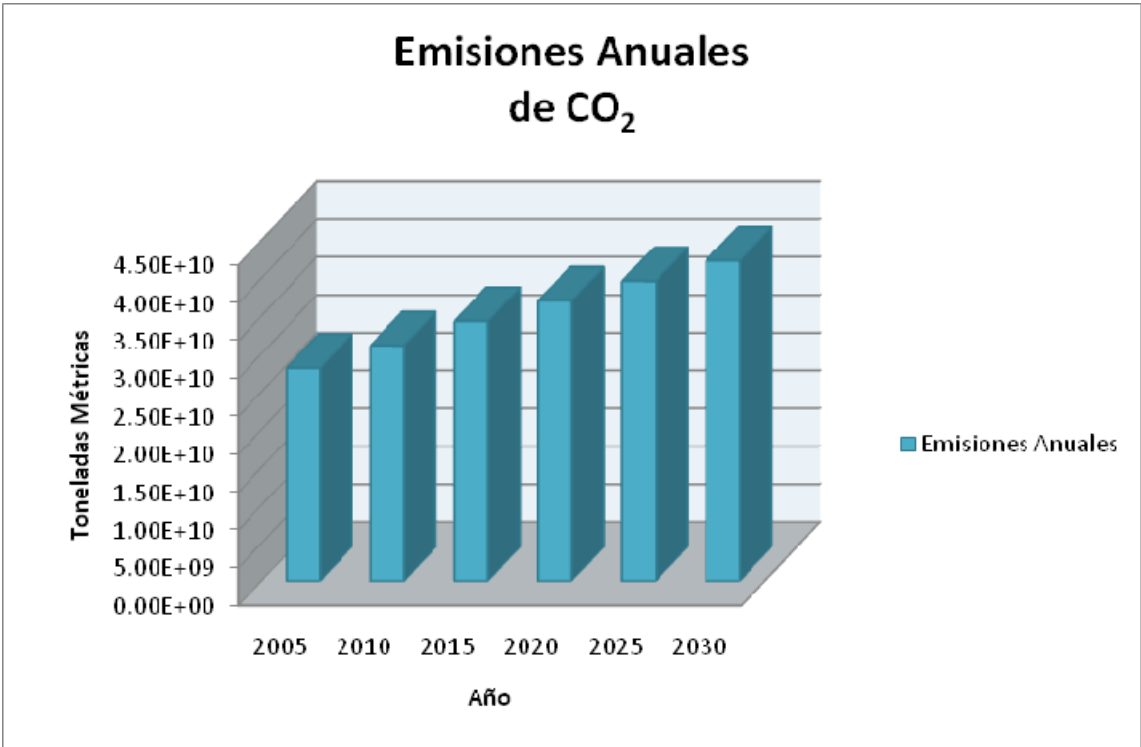
Figura 1. Demanda mundial de energía por tipo de combustible [6]



El alto consumo de combustibles fósiles, aunado a su naturaleza química, produce al año miles de millones de toneladas métricas de dióxido de carbono y

millones de óxidos de azufre [3]. En la Figura 2, proporcionada por el Departamento de Energía (DOE) de los Estados Unidos de América (EUA) [6], se muestran las emisiones anuales de dióxido de carbono.

Figura 2. Emisiones mundiales de CO₂



Además del dióxido de carbono y los óxidos de azufre, el uso de combustibles fósiles genera aguas congénitas, sulfuros de hidrógeno, partículas suspendidas, óxidos de nitrógeno y compuestos orgánicos volátiles entre otros [7]. La contaminación producida por estos elementos reduce la calidad y expectativa de vida en las grandes ciudades y produce las bases para fenómenos globales.

El uso de combustibles como el HL, tendrá en el futuro un papel importante, en la mejora de las condiciones ambientales de tipo local y global.

De manera ejemplificativa, se puede indicar que la sustitución de un modesto 10% en la oferta energética de combustibles líquidos por HL, produciría un decremento de 1,100 millones de toneladas anuales de dióxido de carbono y

alrededor de 430,000 toneladas de óxidos de azufre (valores calculados con datos de referencia [3]).

La implementación de programas nacionales de producción de HL, traerá consigo las siguientes ventajas.

- a) Reducción significativa de contaminantes del aire, entre ellos: dióxido de carbono, óxidos de azufre, partículas suspendidas, etc.
- b) Reducción de contaminantes del agua, siendo los principales: sosas gastadas, compuestos oxigenados, compuestos aromáticos y aceites.
- c) Reducción de contaminación térmica al poder utilizarse con mayor eficiencia energética que los combustibles fósiles.
- d) Mejora inmediata de la calidad del aire local, en aquellas ciudades que adopten el uso de este combustible.
- e) Desaceleración de fenómenos térmicos producidos por contaminación global.
- f) Disminución de enfermedades de las vías respiratorias en la población, con su consecuente beneficio económico por mejora en actividad laboral y menor demanda de sistemas de seguridad social.

Al analizar las ventajas en reducción de contaminación del uso de HL como nuevo energético a gran escala, debemos enfocar nuestros esfuerzos como sociedad para promover las tecnologías capaces de producirlo.

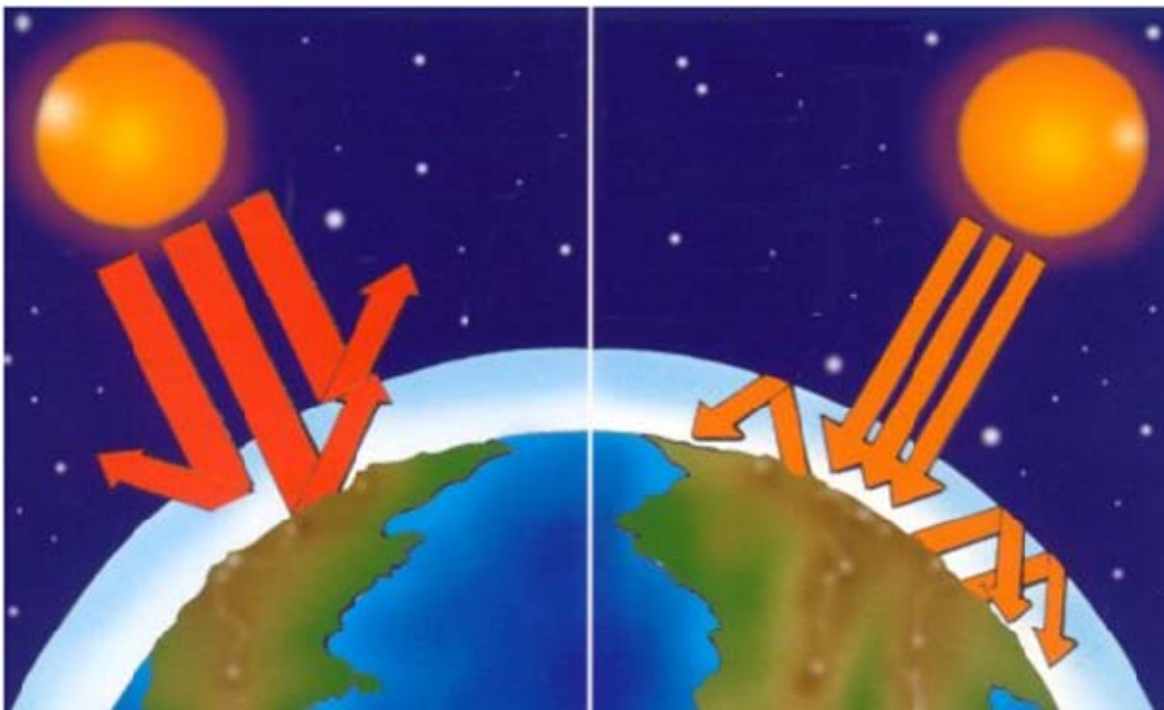
1.3. Calentamiento Global

El calentamiento global consiste en un incremento anómalo de la temperatura media del planeta, producido por la mayor concentración de gases de efecto invernadero (GEI) en la atmósfera. Este incremento de temperatura media produce, a su vez, cambios acelerados en el medio ambiente y los ciclos de vida de plantas y animales.

La mayor concentración de gases, se puede explicar por el uso indiscriminado de combustibles fósiles durante los últimos siglos y las altas tasas de emisión de contaminantes en el presente (ver figura 2).

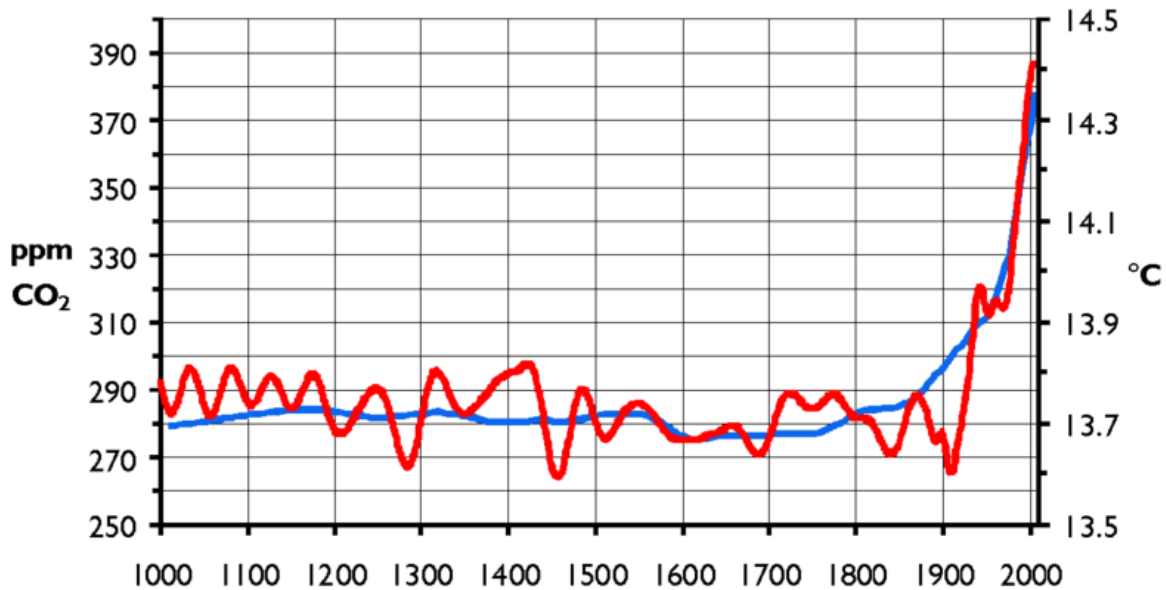
El calentamiento global ocurre porque la atmósfera tiene una mayor capacidad de retención de energía solar, mientras más elevada sea la concentración de GEI [8], tal y como se ilustra en la Figura 3.

Figura 3. Retención de Energía Solar



Aunque algunos científicos alrededor del mundo señalan que no existe evidencia de la relación entre el calentamiento global y la concentración de dióxido de carbono en la atmósfera [9], al observar gráficos donde se compara la concentración mundial de CO₂ y la temperatura media del planeta, como la figura 4., se puede observar que esta dependencia, no sólo existe, sino que es clara y directa.

Figura 4. Relación entre CO₂ y Temperatura Media Mundial [10]



El calentamiento global del planeta no es en sí un riesgo, sino los cambios climatológicos que implica y las consecuencias económicas y sociales que dichos cambios propician.

Para agravar el problema, se debe tomar en cuenta que el calentamiento global es un fenómeno que se retroalimenta positivamente mediante mecanismos que incluyen: la reducción de glaciares, mayor capacidad calorífica de océanos y modificación de corrientes termohalinas.

Los efectos negativos del calentamiento global son [8]:

- a) Reducción de especies por extinción al desfasarse sus ciclos de alimentación y reproducción.
- b) Migración de especies a zonas urbanas por desaparición de hábitat.
- c) Deshielo de los casquetes polares.

- d) Desaparición de ciudades e incluso países (i.e. Holanda) por incremento en nivel medio del mar.
- e) Incremento global de precio de insumos y combustibles por relocalización de zonas de lluvia y sequía.
- f) Incremento en magnitud y número de huracanes [11].

Frenar los efectos del cambio global es una tarea sumamente difícil de lograr, sin embargo, cada tonelada de GEI cuenta, y por ello, es indispensable la generación de combustibles limpios como el HL.

1.4. Disponibilidad de recursos

Se podrían citar al menos 100 buenas razones para propiciar la participación energética de combustibles limpios, todas ellas cuestionables hasta cierto punto por los intereses económicos y sociales. Sin embargo, existe una razón para impulsar la investigación y desarrollo en combustibles alternos que no puede ser cuestionada, y esa razón es, el inminente agotamiento de recursos fósiles.

En México, antes de la confirmación de las reservas de Chicontepec, que lo ubican como el tercer país petrolero del mundo [12], sólo se tenían reservas probadas para 10 años [13] [14]. Pero aunque las reservas de Chicontepec cuentan con más de 139,000 millones de barriles, a causa de impedimentos tecnológicos, sólo se podrán extraer en el mediano plazo 18,000 millones de barriles [15].

Se estima que las reservas mundiales de petróleo son suficientes para cubrir la demanda de los próximos 30 o 40 años [16], además, mientras las reservas de crudo se agoten, la ley de oferta y demanda impulsará su aumento de precio. La figura 5. muestra una estimación del precio del crudo, realizada por el departamento de energía de EUA [3].

Figura 5. Precio histórico y proyectado del petróleo [6].



La tendencia de los combustibles fósiles a escasear e incrementar su precio en el mediano plazo, es un factor que no debe pasar desapercibido para la política económica y energética de ningún país. La creación de plantas de producción de HL implica otros insumos, que hasta el momento no presentan amenaza en sus reservas para el mediano plazo.

La pregunta clara para el futuro mediano es... ¿Qué va a pasar cuando se acabe el petróleo, o sea demasiado caro para usarlo como combustible?.

1.5. Competencia tecnológica y económica

La investigación de cualquier tecnología innovadora debe observarse como un factor estratégico para el desarrollo funcional de un país. Actualmente varios países alrededor del mundo están investigando tecnologías para la producción de HL, aquellos que lo consigan primero, se beneficiarán ampliamente en su sector tecnológico y económico.

Empresas e institutos de Japón, Francia y Estados Unidos principalmente , han iniciado cooperación científica para la investigación y desarrollo de tecnologías de producción de HL.

Si la política energética de estos países se orienta hacia el hidrógeno, es muy probable que esta política se imponga al resto del mundo. Y si no estamos preparados para este cambio tecnológico, las consecuencias económicas serán sumamente desfavorables.

Algunas empresas automotrices como Ford, Toyota, Honda, etc. han iniciado una carrera tecnológica para la producción de vehículos impulsados por hidrógeno. El resultado, son vehículos con eficiencias cercanas al 60% como el Honda FCX Clarity [17] y que a diferencia de los vehículos eléctricos, tienen autonomías de más de 800 km en modelos SUV, como el Toyota FCV 5 [18] y desarrollan velocidades superiores a los 330 km/h en el caso del Ford Fusion Hydrogen 999 [19].

Capítulo II

Economía del Hidrógeno y la Energía Nuclear

2.1. Economía del Hidrógeno

El hidrógeno jugará un papel importante en la economía de las próximas décadas y probablemente siglos, debido a su utilidad como combustible en fuentes móviles y fijas. Sin embargo, para que esto sea posible, se deben conocer los parámetros que rigen su actual situación en el mercado, no sólo como combustible, sino como insumo de numerosos procesos químicos que afectan la economía nacional y mundial.

A principios del año 2005, la administración de George Bush en Estados Unidos inició un plan nacional para fomentar la economía del hidrógeno, bajo el nombre de “Freedom Fuel Initiative”. Dirigiendo fondos gubernamentales, por más de 1,200 millones de dólares, a la investigación de celdas de hidrógeno y métodos de producción por fuentes nucleares [20].

Se fijó en ese entonces la fecha límite para producir vehículos eficientes en el año 2010 y la definición de la tecnología de producción, por parte del Departamento de Energía de los Estados Unidos de América para el año 2011 [21].

Desafortunadamente, en el mes de mayo del presente año (2009), la administración de Barack Obama en EUA decidió recortar los fondos al programa de investigación en hidrógeno en un promedio de 100 millones de dólares por año [22]. La decisión anterior se tomó después de que el Secretario de Energía anunciara que las tecnologías de celdas de combustión no madurarían en el corto plazo [23].

A pesar de los cambios en la política energética de los Estados Unidos, la economía del hidrógeno se establecerá en las próximas décadas como respuesta a una necesidad actual.

En muchos países se han establecido las bases para el impulso de una fuerte economía del hidrógeno, por medio de la investigación tecnológica y/o nueva legislación.

Un caso curioso en América latina es el de Argentina, lugar en donde se ha establecido un fuerte programa nacional de hidrógeno limpio, a través de nueva legislación [24].

2.2. Estudio de Mercado

Cada vez que se analiza la factibilidad de una nueva tecnología, es necesario realizar un estudio de mercado, para conocer si la inversión en una planta es justificada desde el punto de vista de la demanda.

Acotaremos este estudio a México, con la finalidad de enfocar esta situación a los límites de nuestro país.

2.2.1. Definición de producto

El producto de interés en el presente estudio es el hidrógeno, y más específicamente el hidrógeno limpio. Ambos conceptos se definen a continuación:

- 1) Hidrógeno: Es un gas diatómico, incoloro, inodoro, insípido y altamente inflamable, que al ser combinado con oxígeno produce agua en una reacción exotérmica.
- 2) Hidrógeno Limpio: Es el hidrógeno que ha sido producido sin emisiones directas de GEI a la atmósfera o contaminación a cuerpos de agua, y que se produce en cantidad suficiente para mejorar las condiciones ambientales de modo significativo.

Dada la definición de hidrógeno limpio, una opción adecuada para producirlo, es a través de procesos acoplados a reactores nucleares, teniendo como materia prima el agua.

Las características fisicoquímicas y de calidad del producto, serán definidas más adelante, en la sección 2.2.4.

2.2.2. Importancia

El hidrógeno es una de las sustancias más importantes en la industria nacional y mundial, ya que gran parte de la actividad química se realiza con este compuesto como insumo.

En el futuro cercano, su importancia se incrementará a nivel mundial, dado que se pretende su introducción al sector transporte, en escala masiva.

Por lo anterior, se le considerará un energético estratégico para el desarrollo económico y la protección ambiental en las próximas décadas.

2.2.3. Usos Principales

Actualmente, su uso como combustible vehicular es escaso en el mundo y prácticamente nulo en México. La mayor parte de su consumo es para la producción de fertilizantes. Casi dos terceras partes de todo el hidrógeno que se produce en el mundo, son destinadas a la producción de amoníaco [25] [26].

Otro consumidor importante de hidrógeno es la producción de alcohol metílico. En EUA se emplean alrededor de 4 millones de toneladas anuales de hidrógeno en la manufactura de este alcohol [27].

Además de los usos anteriores, el hidrógeno también se emplea de las siguientes maneras:

- a) Hidrogenación catalítica de residuos pesados para el incremento en volúmenes de combustibles.
- b) Hidrodesulfuración de diesel y gasolinas.
- c) Hidrogenación de grasas y aceites para mejora de especificaciones.

- d) Enfriamiento de rotores en equipos mayores de proceso, como lo son generadores eléctricos.
- e) Combustión en calderas de la industria química para generación de vapor de proceso.
- f) Medio fluidizante para procesos de rolado en frío.
- g) Elemento reductor en la industria siderúrgica.
- h) Producción de peróxido de hidrógeno.
- i) Combustible de cohetes espaciales y vehículos automóviles.
- j) Combustible para celdas de hidrógeno.

2.2.4. Propiedades fisicoquímicas del producto y de las materias primas

Las propiedades de un producto son de importancia económica, ya que son las que definen su funcionalidad en el mercado energético. A continuación se presentan sus principales características fisicoquímicas [28].

Tabla 1. Propiedades Fisicoquímicas del Hidrógeno

Propiedad	Valor
Densidad a 0°C	0.08432 kg/m ³
Punto de ebullición a 1 atm.	-253 °C
Punto de fusión a 1 atm.	-259.2 °C
Peso molecular	2.014 g/mol
Poder calorífico	285.8 kJ/mol
Apariencia	Gas incoloro
Reactividad	Gas estable

El alto poder calorífico del hidrógeno, combinado con su bajo peso molecular, hacen de este combustible, el de mayor densidad energética a la combustión. Razón por la cual, se hace más atractivo como energético secundario que los bio-alcoholes .

2.2.5. Análisis de la demanda

La demanda mundial de hidrógeno se estima en 50 millones de toneladas anuales [25], mientras que la demanda nacional se estima en 17,000 toneladas anuales, sin embargo, estos valores no consideran una economía del hidrógeno como combustible.

Es difícil realizar una proyección en la demanda nacional de hidrógeno, aunque un cálculo para la sustitución del 10% de vehículos a gasolina por vehículos de hidrógeno, resulta en una demanda anual de más de 500,000 toneladas de hidrógeno por año (basado en la demanda nacional de gasolina [28A] y equivalencias energéticas, así como la relación promedio de eficiencias térmicas).

2.2.6. Oferta convencional

La oferta convencional de hidrógeno en México se proporciona por 36 plantas productoras con una capacidad instalada de 16,797 toneladas por año, el precio estimado es de 3 USD/kg.

De ellas, 25 operan con gas natural, 6 con gas propano y el resto por electrólisis [29].

2.2.7. Futuros nichos de mercado

El hidrógeno limpio tiene una gran cantidad de aplicaciones en el futuro inmediato, siendo la que más destaca, el uso como combustible para el sector transporte, pero adicionalmente se puede esperar una gran demanda en los siguientes sectores:

Energía móvil en sustitución de baterías eléctricas; debido a la mayor capacidad de operar entre recargas. Por ejemplo, una computadora portátil con celda de combustible alimentada por hidrógeno, podría operar ininterrumpidamente por más de 40 horas, en comparación con una batería normal que daría una autonomía de entre 2 y 4 horas [30].

Energía eléctrica distribuida; dada la mejora en eficiencia de celdas de combustible, el hidrógeno podría proporcionar energía eléctrica a comunidades de poca población.

De lo anterior, se puede concluir que el hidrógeno tiene un amplio mercado para su comercialización y que se justifican las tecnologías y plantas para su producción en el corto y mediano plazo.

2.3. Economía de la energía nuclear

Como se puntualizó en la sección 2.1.1. de este trabajo, la mejor opción para producir HL es a través de procesos acoplados a reactores nucleares, es por ello que resulta útil, revisar los factores clave en la economía de la energía nuclear.

En las siguientes secciones se analizarán, de manera breve, dichos factores y se establecerá su relación con la producción a gran escala de HL.

2.3.1. Reservas de combustibles nucleares

El uranio es el principal elemento combustible en la industria nuclear, aunque, para aumentar las reservas energéticas, también se pueden alimentar reactores con torio, plutonio y otros elementos físi les o fisionables, dependiendo de la flexibilidad en el diseño del reactor nuclear.

El uranio, es un metal blanco plateado, mezcla de tres isótopos, con las siguientes composiciones: U^{238} 99.2745%, U^{235} 0.720% y U^{234} 0.0055% [31]. De ellos, el U^{235} es el único isótopo físil con neutrones térmicos. El U^{238} es fisionable con neutrones rápidos y también se le puede catalogar como material fértil, por poder transmutarse en el isótopo físil Plutonio-239 [32] en reactores de cría.

Las reservas mundiales de uranio, que se podían explotar a costos razonables en el año 2002, se estimaban por la Sociedad Nuclear Europea en 3.3

millones de toneladas [33]. De ellas, poco más del 20% se encuentran en Australia, como se puede apreciar en la tabla 2.

Tabla 2. Reservas Convencionales de Uranio [33]

País	Reservas Convencionales Ton U₃O₈
Australia	725,000
Kazajstán	378,100
USA	339,000
Canadá	329,200
Sudáfrica	284,400
Nigeria	243,100
Namibia	176,400
Rusia	172,400
Brasil	157,400
Ucrania	135,000
Uzbekistán	72,400
Otros	290,000

Además de las reservas naturales probadas, se cuenta con poco más de 1 millón de toneladas en recursos secundarios [34], incluyendo: inventarios, armamento nuclear y reprocesamiento. También se encuentran las reservas probables, mismas que suman 12.27 millones de toneladas entre estimadas y especulativas [34].

Existe otro tipo de recursos, conocidos como no convencionales, en los que el uranio se encuentra en muy bajas concentraciones o se hace difícil su recuperación por los costos que implica el proceso. Estos recursos incluyen el uranio contenido en el agua de mar y en los fosfatos. La estimación de reservas de este tipo, es de 22 millones de toneladas en fosfatos y 4000 millones de toneladas en el agua de mar [34].

En una revisión posterior, publicada en el año 2005, las reservas mundiales explotables a costo razonable (menor a 130 USD/kg U₃O₈), pasaron de 3.3 a 4.7

millones de toneladas, con una reserva explotable probable de 35 millones de toneladas [35].

Adicionalmente al uranio, se puede utilizar torio como combustible nuclear, ya que este último es un material fértil, absorbiendo neutrones térmicos para transmutarse en U^{233} [36], que al igual que el U^{235} , es material físil.

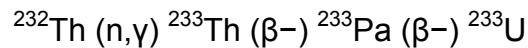
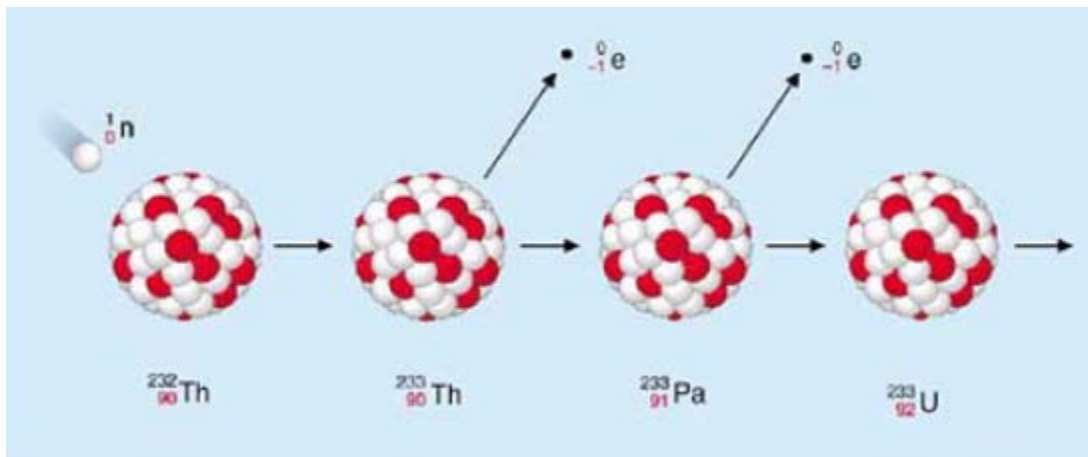


Figura 6. Transmutación de Torio-232 a Uranio-233



El torio es alrededor de tres o cuatro veces más abundante en la tierra que el uranio, además de no necesitar enriquecimiento ni procesamientos tan complejos como el uranio natural [37].

Se encuentra de manera natural en diversos minerales, como la torianita, aunque su recuperación comercial, se realiza principalmente del material conocido como monacita, donde se encuentra en concentraciones que varían desde 2 hasta 9%.

Estudios recientes, hacen pensar que los depósitos más grandes de este último material se localizan en la India, donde la monacita posee hasta 8.88% de óxido de torio [38].

En la tabla 3 se muestra el valor de las reservas económicamente explotables y su distribución [38].

Tabla 3. Reservas Económicamente Explotables

País	Reservas Ton
Brasil	606,000
Turquía	380,000
India	319,000
USA	137,000
Noruega	132,000
Groenlandia	54,000
Canadá	45,000
Australia	19,000
Sudáfrica	18,000
Egipto	15,000

Ya sea que se emplee uranio, torio o plutonio, se debe realizar un proceso de purificación, transformación y adaptación de las materias primas, para usarlas en un reactor nuclear. En la actualidad, dicho procedimiento está enfocado a producir combustibles intrínsecamente seguros, auto-contenidos y con alta resistencia a condiciones de presión y temperatura, de tal manera que los combustibles aseguren una fuente de energía sustentable y no se conviertan en una carga social [39].

2.3.2. Precio de combustibles nucleares

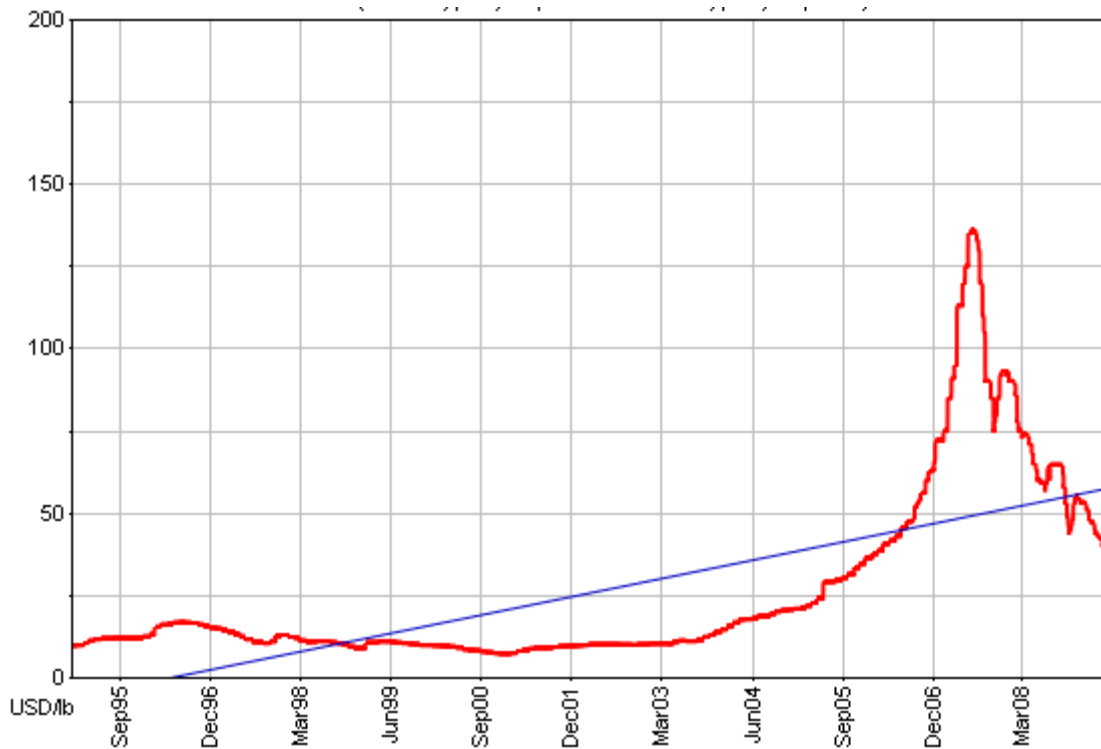
El costo del uranio (U_3O_8) es, debido a otros costos, un factor de poca importancia en el costo total de generación de energía eléctrica o calor en una planta nuclear, pues contribuye tan sólo 5% a los costos operativos [40]. Una contribución mayor, alrededor de 18%, se da una vez que ha sido procesado como elemento combustible [41].

El precio en el mercado internacional ha tenido variaciones frecuentes, manteniéndose relativamente estable, por debajo de los 25 dólares por libra, desde el año 94 hasta mediados del 2004, cuando comenzó a incrementarse

continuamente hasta llegar a cerca de 150 dólares en el año 2007. A partir de ese punto, ha descendido rápidamente, aunque con pronunciadas variaciones, hasta su valor actual de 50 dólares por libra.

Lo anterior se puede apreciar en la figura 7, proporcionada por Ux Consulting Company, LLC. con datos históricos desde 1994 a la fecha.

Figura 7. Precio del Uranio (U_3O_8)

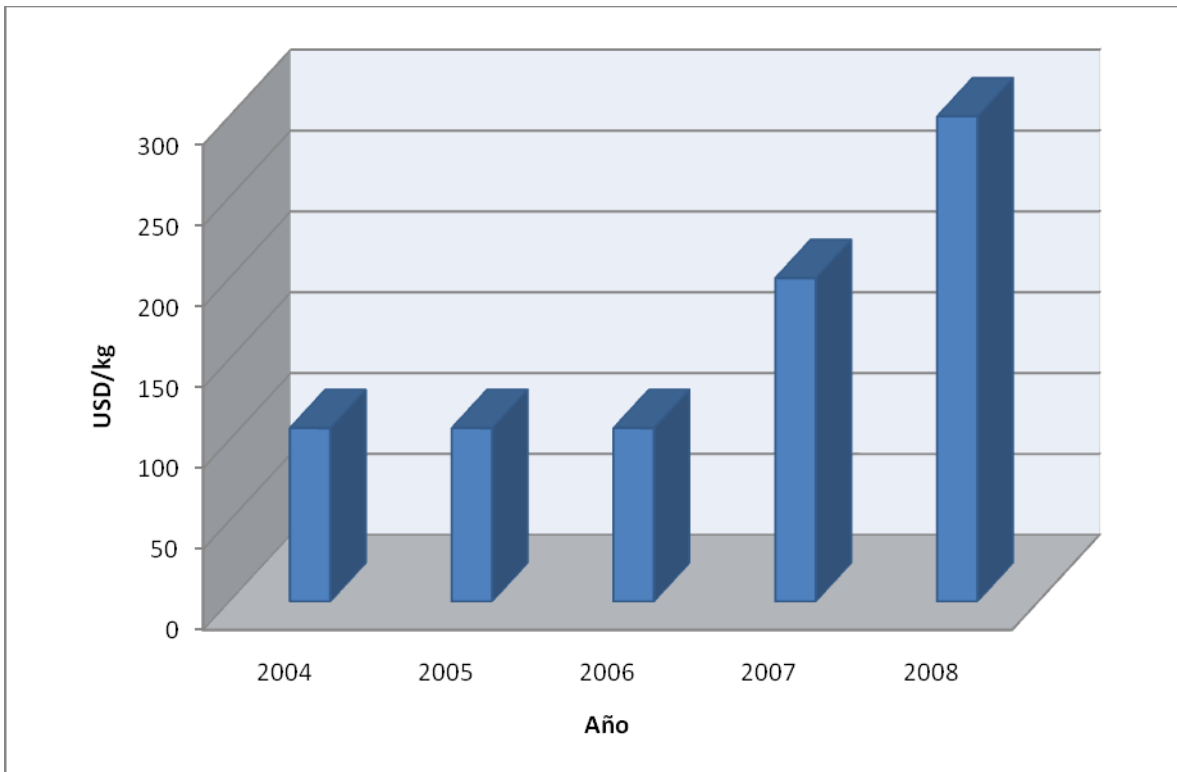


La tendencia del precio es a la baja, debido en gran parte, al aseguramiento de reservas para varias décadas y a la confianza en el mercado de valores sobre este metal.

En el caso del torio, el precio de venta ha presentado fuertes incrementos en los últimos años, elevándose de 200 a 300 USD/kg (ThO_2 @ 99.99%), entre el año 2007 y el 2008 [42]. Sin embargo, algunos analistas afirman que este precio puede bajar en los próximos años a valores tan bajos como 55 USD/kg, al entrar su explotación a una economía de escala [43].

Las variaciones e incrementos en el precio del torio, se pueden observar de manera gráfica en la figura 8.

Figura 8. Precio del Torio (ThO₂) [42][43]



Otro parámetro importante relacionado con el combustible nuclear es el costo del enriquecimiento. Actualmente, mayo de 2009, el costo de la unidad de trabajo separativa (SWU) se encuentra en 163 dólares por unidad [44].

La importancia de los combustibles nucleares, más allá de su repercusión económica en los costos de producción de energía nuclear, radica en que son los elementos proveedores de energía del sistema, y que sin ellos, no se podría generar energía libre de emisiones de GEI's para producir otros combustibles limpios, como el hidrógeno.

2.3.3. Situación actual de plantas generadoras

En el presente, alrededor de 14% de la energía eléctrica mundial [46], es generada por más de 430 plantas nucleares en operación [47]. Variando la porción cubierta por país, desde un pequeño porcentaje en países incipientes en energía nuclear, hasta más del 77% en países como Francia [48].

Las plantas que operan actualmente, tienen una edad promedio de 23 años [49], con una expectativa de vida de 40. Sin embargo, ya que las plantas que han cerrado, tienen una edad promedio (operativa) de 22 años [49], es difícil asegurar que las plantas actuales puedan doblar esa edad sin riesgos de accidentes severos.

Todas las plantas nucleares (de capacidad industrial), operan para generar energía eléctrica, no teniéndose experiencia a gran escala con plantas acopladas a procesos químicos, sin mencionar que la experiencia es poca con reactores de gas, siendo probablemente el más representativo el reactor THTR-300 [50].

2.4. Impactos económicos

El cambio, hacia una economía del hidrógeno, traerá impactos económicos a corto y largo plazo, muchos de ellos propiciarán beneficios a la economía global, mientras que otros afectarán las actividades económicas locales.

El sistema energético actual modificará sus precios para seguir siendo competitivo. Ante una nueva economía global, los consumidores de hidrógeno y la industria automotriz, realizarán inversiones mayores para adaptarse a los nuevos sistemas.

En realidad, es difícil hacer una predicción de los efectos económicos que el cambio a hidrógeno como combustible traerá consigo. De manera cualitativa se pueden asumir que en el consumidor final, las inversiones en autotransporte se elevarán, mientras que el costo de combustibles decrecerá.

Capítulo III

Procesos de producción de Hidrógeno y comparación tecnológica de los mismos

3.1. Enfoques tecnológicos

Como se ha mencionado en los capítulos anteriores, existe una necesidad de eliminar las emisiones de GEI, por medio del desplazamiento gradual de combustibles fósiles por combustibles limpios, como el HL. Con la finalidad de producir dicho hidrógeno, se emplean diferentes tecnologías que trabajan bajo distintos métodos o fenómenos fisicoquímicos.

Esencialmente se puede hablar de las tecnologías *convencionales* y de las *tecnologías limpias*, pero... ¿Qué las distingue?

En el presente trabajo, se entiende por tecnologías convencionales a todas aquellas que producen hidrógeno a partir de hidrocarburos, ya sea en su materia prima o en su elemento energético.

En los siguientes puntos, a lo largo de este capítulo, se presentan tres tecnologías representativas, una convencional y dos limpias.

3.1.1. Producción a partir de hidrocarburos

La producción de hidrógeno, a partir de hidrocarburos, es un enfoque tecnológico sumamente probado y estudiado, su principal representante es la reformación de metano, en donde se alimenta metano y vapor de agua a un reactor de reformación y se obtienen como productos hidrógeno y dióxido de carbono [51].

El hecho de que se obtenga un GEI en este proceso, resulta una fuerte desventaja en una carrera competitiva por la producción de combustibles limpios.

3.1.2. Producción a partir de agua

Las tecnologías que utilizan agua como materia prima tienen la desventaja de demandar mayor cantidad de energía que las que emplean hidrocarburos [51], sin embargo, si son acopladas a fuentes primarias de energía libres de carbono, como la energía nuclear, no contribuyen a la emisión de GEI.

Estas tecnologías pueden estar basadas en electrólisis, termólisis, ciclos termoquímicos o una combinación de ellas [52].

3.2. Selección preliminar de tecnologías candidatas a evaluación

Antes de realizar este trabajo de tesis, se analizó una gran cantidad de procesos de producción de hidrógeno. De ellos, se seleccionaron tres procesos con capacidad de acoplarse a fuentes nucleares, basándose en su estado tecnológico, eficiencias y características tecnológicas.

Se analizan tecnologías representativas de las filosofías más importantes de producción que son a saber: producción a partir de hidrocarburos, electrólisis y ciclos termoquímicos. Toda tecnología que no se indique en este estudio queda fuera del comparativo tecnológico.

Se evaluarán las siguientes tecnologías:

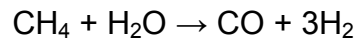
- a) Reformado de metano con vapor SMR (Steam Methane Reforming).- Dado que esta tecnología es en la actualidad la mayormente empleada para generación de hidrógeno industrial y presenta amplia flexibilidad para acoplarse a un reactor HTGR.
- b) Electrólisis de alta temperatura HTE (High Temperature Electrolysis).- Se selecciona porque representa la opción de las tecnologías de electrólisis con mayor adaptabilidad a la interconexión con un reactor nuclear.
- c) Ciclo termoquímico S-I SCI (Sulfure Iodine Cycle).- Este ciclo se evaluará debido a sus fortalezas como proceso consumidor de calor de alta calidad (alta temperatura) y a la alta eficiencia global que presenta.

La evaluación comprenderá los aspectos tecnológicos más relevantes en el estudio de procesos productivos, así como aspectos ambientales genéricos y económicos preliminares. Se excluyen aspectos económicos particulares por tratarse de una evaluación genérica que admite variación a las partes internas de cada tecnología en beneficio a modernizaciones tecnológicas.

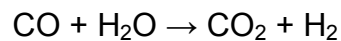
3.2.1. Reformación catalítica

La reformación de metano es un proceso endotérmico que se lleva a cabo a altas temperaturas (entre 500 y 1100°C) [53] en presencia de catalizadores metálicos (níquel) y que se compone típicamente de dos reacciones que son la reformación y la reacción de cambio [53].

En la primera reacción, reaccionan el vapor y el metano para producir hidrógeno y monóxido de carbono.



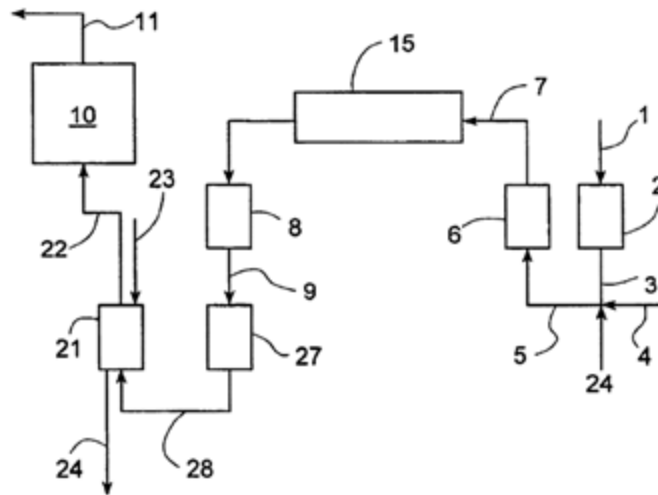
El efluente del reactor es enfriado en un cambiador de calor para ser enviado a un segundo reactor, donde se recupera hidrógeno adicional mediante la siguiente reacción.



Un proceso comercial, amparado por la patente estadounidense 6,767,530 "Method for Producing Hydrogen" [54], con modificaciones a la tecnología SMR convencional (ver Figura 9.) se detalla a continuación.

Una corriente de agua se hace pasar por la cama regenerativa (2) para formar vapor (3). Por otra parte, una corriente de alimentación con alta concentración de metano se mezcla con la corriente 3 para formar la mezcla de reacción 5.

Figura 9. Proceso de Reformación Catalítica



La mezcla de reacción se hace pasar por el reactor con calentamiento regenerativo (6) donde reacciona formando gas de síntesis (7), de manera opcional, una pequeña corriente de oxígeno puede ser agregada a la corriente 3 para facilitar la oxidación parcial.

El reactor 6 contiene materiales refractarios granulados o monolitos tipo panel hechos de óxidos de metal conteniendo el catalizador típico de SMR como el níquel y se encuentra diseñado para trabajar a temperaturas de 800 a 1100°C y presiones entre 30 y 50 bar.

La mezcla de gas de síntesis se envía a la cámara de combustión 15 y posteriormente se pasa al enfriador de gas 8 donde se produce el gas de síntesis frío (9). El calor cedido en el enfriador se puede emplear en otra parte de la planta como calor regenerativo.

El gas enfriado se hace pasar a un reactor de cambio (27) para incrementar el contenido de hidrógeno en el gas de síntesis, posteriormente se hace pasar el gas de síntesis a un segundo enfriador (21) en donde se puede recuperar calor por diferencia entre 23 y 24.

Al final se envía el gas de síntesis a la unidad de purificación (10) donde se absorbe el dióxido de carbono y se libera el hidrógeno relativamente puro con una eficiencia global cercana al 74%.

Aunque la fuente de calor puede ser nuclear, la disposición final del dióxido de carbono subproducto no se contempla en el alcance de esta tecnología.

Algunos procesos en desarrollo operan bajo filosofías diferentes a la de esta tecnología, como la compresión cíclica [55] y procesos auto-controlados [56].

Principales ventajas:

- a) Tecnología basada en una tecnología madura.
- b) Altas eficiencias.
- c) Altamente flexible a la carga.

Principales desventajas:

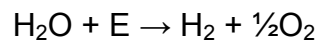
- a) Produce CO₂ como subproducto.
- b) Alto impacto por precio del gas natural.
- c) Alto consumo de catalizador.
- d) Requiere tratamiento de la carga para eliminar compuestos azufrados que envenenen el catalizador.

3.2.2. Electrólisis de alta temperatura

El proceso de electrólisis es en sí una tecnología madura que tiene numerosas aplicaciones en el ámbito industrial como la producción de sosa y ácido clorhídrico, sin embargo, la electrólisis como tecnología para la producción sustentable de hidrógeno no se encuentra en el mismo estado de desarrollo.

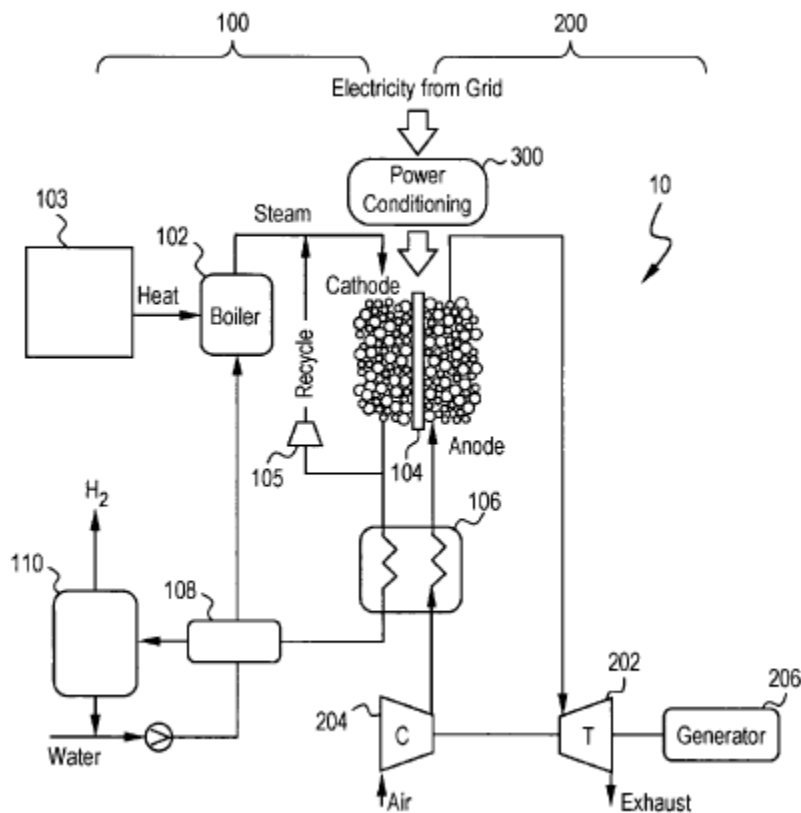
El proceso de electrólisis de alta temperatura inicia con el tratamiento de agua a nivel de deionización y eliminación de compuestos orgánicos para evitar cualquier posible concentración de sustancias nocivas para la sección de evaporación y separación, manteniendo el contenido de sólidos en menos de 20 ppm para aplicaciones de alta presión [57][58].

La ecuación química que rige el proceso es simplemente:



Un proceso propuesto para producir hidrógeno a escala comercial, amparado por la patente 0138022 A1 “System and Method for the Production of Hydrogen” [59], se muestra en la figura 10, y se describe a continuación.

Figura 10. Electrólisis de alta temperatura



El sistema de producción de hidrógeno se compone de una sección catódica 100 y una sección anódica 200, con un suministro de energía eléctrica 300 que puede estar acoplado a la fuente de calor o puede ser independiente.

La sección catódica se compone de un generador de vapor 102, una fuente de calor de alta temperatura 103, un electrolizador de óxido sólido 104, un cambiador de calor 106, un calentador de agua de alimentación 108 y un condensador 110. La sección anódica se compone de un cambiador de calor 106, una turbina 202, un compresor 204 y un generador eléctrico 206.

El agua de alimentación y el agua del condensador 110 se incorporan al proceso mediante una bomba que eleva su presión desde su valor de suministro hasta 13 bar, esta agua es enviada al recuperador de calor 108, donde eleva su temperatura a un rango de 125 a 200°C con mínima caída de presión.

El agua precalentada es enviada al generador de vapor 102, donde se vaporiza y eleva su temperatura a un rango de 775 a 850°C, con una presión de 12 bar. La fuente de calor para el generador de vapor es el helio de enfriamiento de un reactor nuclear de alta temperatura.

Una vez que el vapor se ha sobrecalentado, es enviado al electrolizador de óxido sólido 104, donde la molécula de agua es fraccionada en sus constituyentes de oxígeno e hidrógeno. El proceso se lleva a cabo isotérmicamente, por lo que la temperatura de salida del hidrógeno se mantiene en el rango de 775 a 850°C, preferentemente en 800°C.

La corriente de hidrógeno y vapor de agua abandona el electrolizador para ingresar al cambiador de calor 106, donde cede parte de su energía térmica para calentar el aire de barrido que entra a la sección catódica y que proviene del compresor de aire 204. La temperatura del hidrógeno-vapor a la salida del cambiador 106 se reduce al rango de 600 a 750°C, con presión de 11 bar.

Antes de entrar al cambiador 106, una recirculación de aproximadamente 15% en peso de esta corriente, es enviada por medio de un compresor al

electrolizador 104, con la finalidad de incrementar el rendimiento y la pureza del hidrógeno producto.

El hidrógeno proveniente del cambiador 106, se envía al recuperador 108, donde reduce su temperatura a un rango de 325 a 375°C, para precalentar el agua de alimentación al generador de vapor 102. Finalmente, el hidrógeno-vapor es enviado al condensador 110, donde se condensa el vapor residual y se obtiene hidrógeno con pureza superior a 99.9% y agua para su recirculación al proceso. La temperatura de este equipo depende del grado de eliminación de humedad, variando desde los 25 hasta los 40°C.

Por otro lado, se comprime aire de la atmósfera en el compresor 204 hasta 12 bar, para enviarlo como gas de barrido y dilución al electrolizador 104. Lo anterior con la finalidad de proteger los elementos mecánicos de un ataque corrosivo por la alta pureza del oxígeno en la sección anódica

El aire comprimido se calienta en el cambiador 106 a un rango de 725 a 775°C, temperatura a la que sale del electrolizador para ser enviado a la turbina 202, donde produce suficiente trabajo mecánico para impulsar el compresor 204 y generar energía eléctrica en el generador 206.

Las celdas de electrólisis son acomodadas en paralelo para el flujo de vapor y en serie para el flujo eléctrico. Se componen por electrolitos de circonio-itrio en arreglos con espesor entre 10 y 50 micrómetros.

La concentración de hidrógeno en la entrada del electrolizador se debe mantener al menos en 5% para proveer un medio reductor.

Principales ventajas:

- a) El proceso no emite gases de efecto invernadero
- b) El proceso aprovecha calor de alta calidad para reducir el consumo de energía eléctrica de menor eficiencia

c) El sistema es autónomo ya que produce su propia energía eléctrica.

Principales desventajas:

a) Los electrolizadores de óxido sólido deben ser remplazados con relativa frecuencia y poseen costos elevados

b) El sellado de gas de los electrolizadores de óxido sólido es aún un problema.

c) El uso de energía eléctrica implica una doble ineficiencia.

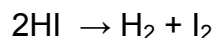
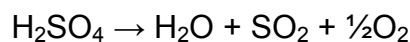
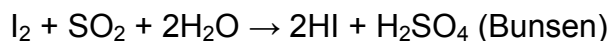
3.2.3. Ciclo termoquímico Azufre Iodo (S-I)

El ciclo termoquímico S-I se basa en la separación de hidrógeno y oxígeno a partir del rompimiento de la molécula de agua. Una de las tecnologías más estudiadas es el proceso S-I de General Atomics [52].

La tecnología Azufre-Iodo (S-I) de General Atomics para producción de hidrógeno es en la actualidad uno de los mejores candidatos para la producción del energético a gran escala, debido principalmente a su alta eficiencia (57% límite superior teórico) [60] y a que es un proceso con cero emisiones contaminantes.

El ciclo consiste esencialmente en 3 etapas de proceso [61], que son: formación de ácidos sulfúrico e yodhídrico (Sección Bunsen), sección de concentración y descomposición de ácido sulfúrico (Sección II) y sección de concentración y descomposición de ácido yodhídrico (Sección III)

Las reacciones químicas involucradas en cada una de las secciones son:



La primera reacción se lleva a cabo de manera exotérmica alrededor de 120°C [62] y es precedida por un sistema de separación trifásico y por un segundo reactor para elevar la conversión de reactivos.

De la primera sección, se separan las fases ricas en ácido sulfúrico y la fase rica en ácido yodhídrico, para ser posteriormente procesadas y recirculadas en las secciones II y III del proceso respectivamente.

Para llevar a cabo la segunda reacción, se requiere concentrar el ácido sulfúrico de la primera sección de 20% a 90% en fracción masa. Esto se lleva a cabo en tres sistemas concentradores que consisten en tren de flasheo isobárico, tren de flasheo isoentálpico y destilación al vacío. Una vez concentrado, se eleva su presión y temperatura hasta 7 bar y 800°C para lograr las condiciones necesarias para el avance de reacción [62].

La última reacción se efectúa en una columna de destilación reactiva donde se concentra y reacciona simultáneamente el ácido yodhídrico, para producir el hidrógeno, en un rango de temperatura de 200 a 310°C y presión de 22 bar [62].

El aporte de calor que requiere este proceso se debe dar en un intervalo de 500 a 900°C, y con la finalidad de reducir los efectos por contaminación ambiental, se pretende que la fuente de energía sea un reactor nuclear de alta temperatura enfriado por helio.

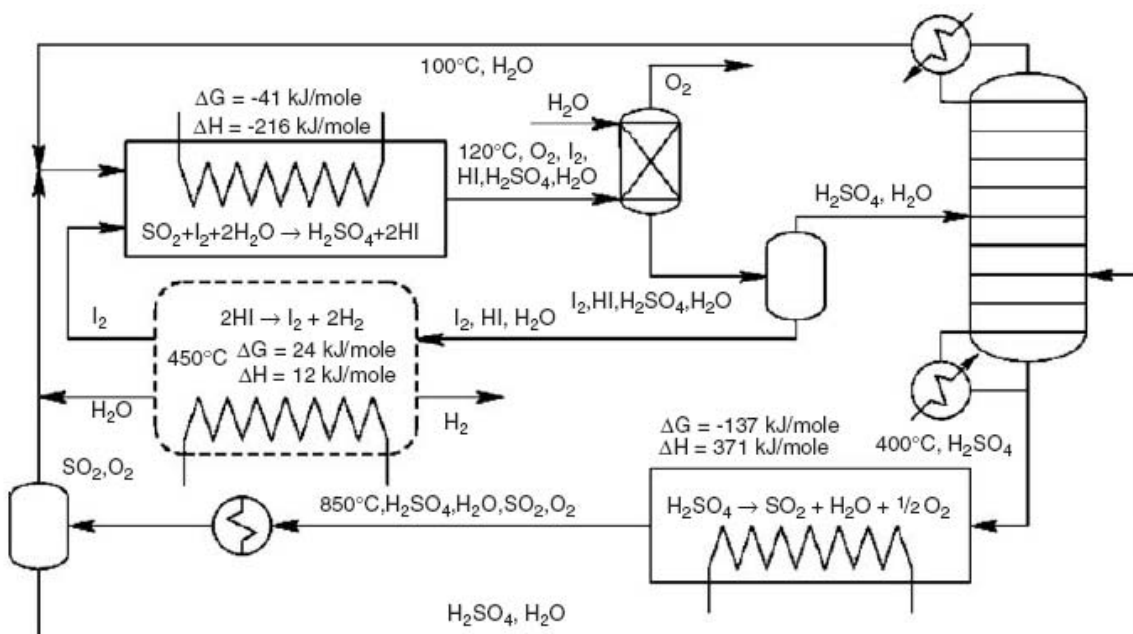
Los materiales de la sección II, específicamente en la descomposición de ácido sulfúrico, deben ser suficientemente adecuados para resistir las condiciones severas de temperatura, presión y corrosividad.

Algunos materiales sugeridos para este proceso incluyen [63][64]:

- a) Aleaciones de tantalio
- b) Aceros al alto silicón
- c) Carburos de silicio

Las reacciones y esquema del proceso se pueden observar en la siguiente figura.

Figura 11. Ciclo termoquímico S-I [64]



Principales Ventajas:

- a) No emite gases de efecto invernadero
- b) Utiliza sólo calor de alta calidad como insumo energético
- c) Emplea agua con poco tratamiento químico
- d) Es una tecnología investigada por numerosos institutos y universidades
- e) No posee partes que deban cambiarse continuamente

Principales Desventajas:

- a) Utiliza reacciones con productos sumamente corrosivos y tóxicos

- b) Materiales de construcción caros y en fase de desarrollo tecnológico
- c) Requiere etapas intermedias de purificación

3.3. Comparación tecnológica

Mediante una comparación técnica se puede conocer cuál es la mejor tecnología, desde el punto de vista tecnológico, para cumplir con los estándares de calidad y con la producción demandada del producto. Con la finalidad de realizar dicha comparación, en el presente capítulo se empleará la metodología de “Evaluación Horizontal-Vertical”.

Es importante mencionar que una comparación técnica no puede decirnos por sí sola qué tecnología debe emplearse para realizar un proceso, pues eso depende en gran parte de aspectos comerciales y económicos. En el caso de las tecnologías convencionales, los aspectos comerciales no son de gran relevancia ya que las tecnologías en esta situación poseen un amplio desarrollo comercial, con respecto a las variables económicas, se puede decir que éstas no afectan en gran medida la selección de proceso.

3.3.1. Parámetros, escalas y criterios de comparación

La comparación técnica se realizará a través del método de evaluación *Horizontal-Vertical* [5], por medio de cuadros comparativos entre las variables más importantes para cada proceso. Los cuadros de resultados de la evaluación técnica se presentan a continuación, con el siguiente formato:

1. Concepto (renglones). Es la variable o parte del proceso a comparar y evaluar.
2. Proceso (columnas). Es el proceso químico que se está analizando, aquí aparecen las calificaciones para cada concepto.
3. Importancia o prioridad. Se listan los procesos empezando por el más importante, o bien se dará un número para señalar el concepto al que debe darse

mayor atención en cada proceso, el más importante se marcará con el número 1 y así sucesivamente.

4. Escala (calificación al concepto). Es la escala de valores que se fija para evaluar el concepto. La escala se fija de acuerdo a la importancia del concepto dentro de cada proceso. La suma de las calificaciones otorgadas a los conceptos determinará cuál será el mejor proceso. El mejor proceso será aquel que obtenga la mayor puntuación.

5. Criterio. Se trata de utilizar un criterio de Ingeniería de Procesos que implica observar todos los factores que intervienen y afectan a un proceso de obtención de un producto.

En los cuadros de la evaluación *horizontal-vertical* se explica brevemente la importancia de los conceptos para los procesos y, con base en la calificación máxima total obtenida, se elige el proceso técnicamente más factible. A continuación se explica brevemente los conceptos básicos que intervienen directamente en los procesos.

Presión: Ésta es una variable directa de proceso, pues para cada uno existen diferentes requerimientos de presión, es decir, una complejidad técnica diferente y una variación en los costos de los equipos. El costo de operación aumenta considerablemente cuando se trabaja con presiones altas en el proceso de producción. Por todo lo anterior, la presión es una variable importante para seleccionar el proceso.

Temperatura: Es una variable importante debido a que las reacciones de este proceso se llevan a cabo a altas temperaturas y requieren una gran demanda de calor.

Eficiencia: La eficiencia se refiere a la relación de energía obtenible del hidrógeno producido entre la energía invertida en el proceso, una de sus unidades dimensionales puede ser kgH_2/kJT (kJ térmicos).

Flexibilidad del proceso: Es siempre una muy buena opción el contar con alternativas de producción realizando cambios mínimos en el proceso.

Tiempo de reacción: Los procesos a evaluar son continuos, es decir, la carga es alimentada constantemente y, por lo tanto, la obtención del efluente del reactor también es constante.

Fase (manejo de las cargas): Es preferible, para este tipo de procesos, el manejar la carga en estado líquido porque de esta manera se facilita la alimentación al reactor y los costos de alimentación disminuyen.

Disponibilidad: Es sumamente importante para cualquier proceso el contar con la materia prima a tiempo y en las cantidades adecuadas para poder cumplir con la producción calculada. Es importante también obtener las materias primas de lugares cercanos a la planta de producción para así disminuir los costos de transportación.

Tratamiento de la carga: Lo óptimo en este tipo de procesos es que la carga reciba el tratamiento más corto posible antes de entrar al reactor, y de preferencia que sea nulo.

Tratamiento de producto: Se refiere a la separación del producto final de los restos que pudieran quedar de materia prima. Para este tratamiento se requiere de equipos adicionales lo que eleva el costo del proceso y del producto.

Recuperación y recirculación de la materia prima: Es importante que, de existir recuperación de materia prima, se recircule para volverse a usar dentro del proceso.

Cantidad total de equipos utilizados: El criterio a seguir en este punto es que a menor número de equipos y operaciones unitarias para obtener un producto dentro de un proceso, es mejor el proceso, ya que los costos disminuyen.

Factor de disponibilidad de planta: La proyección de días de operación de la planta entre el total de días del año. Este factor se puede ver reducido por equipos complejos que requieran mantenimientos largos en periodos cortos de operación.

Seguridad: Se refiere al riesgo de sufrir accidentes que existen dentro de la producción del producto. Existen muchos factores que aumentan el riesgo de accidentes en la planta; algunos ejemplos son: las altas presiones y temperaturas de operación, la flamabilidad y toxicidad de materias primas y productos, entre otros.

Emisiones: Este concepto se refiere a la cantidad de emisiones netas a la atmósfera, cuerpos de agua y suelos, y se pondera en base a los efectos ambientales de las mismas, considerándose las más negativas aquellas que contribuyan directa o indirectamente a la concentración de gases de efecto invernadero.

(Hardware) Disponibilidad de componentes: Engloba las piezas que se encuentran en estado comercial y las que se encuentran en desarrollo

Problemas técnicos (PT): Si algún componente de la tecnología presenta aún problemas en su diseño o funcionamiento se penaliza la tecnología, como en el caso de los sistemas de sello de los electrolizadores de óxido sólido.

Costo cualitativo: Sólo de manera cualitativa se ordenan las tecnologías en proyección de sus costos.

3.3.2. Evaluación tecnológica

En los siguientes puntos se realiza la *evaluación técnica de proceso* con la finalidad de conocer cuál es la tecnología más propicia para su implementación a la producción de hidrógeno a gran escala.

Cabe señalar que cualquiera que sea la mejor opción, ésta deberá tener la suficiente flexibilidad para emplear como fuente térmica el calor de un reactor nuclear de alta temperatura.

La reducción de gases de efecto invernadero tendrá un valor especial, debido a que lo que se persigue con la producción de hidrógeno limpio, es mejorar las condiciones ambientales.

3.3.2.1 Datos técnicos del reactor químico

Concepto	Reformación Catalítica	Electrólisis de Alta temp.	Ciclo Azufre Iodo
Presión (bar)	30	50	55-75
Temperatura (°C)	800-1100	800	750-950
Eficiencia	50 – 70	40-60	40-60
Fase (manejo de materia Prima)	2 Fases	Líqu. – Gas	Líqu. – Gas
Reactor nuclear acoplado	HTGR	LMFR, HTGR	HTGR

Estos datos corresponden a las condiciones más críticas para cada uno de los procesos, en sus secciones de mayor demanda de materiales y operados a las máximas condiciones de patente. Pueden ser menores para las condiciones normales de diseño y operación.

3.3.2.2 Evaluación para la materia prima

Materia Prima	RC	EAT	CAI	Peso	Escala	Criterio
Acondicionamiento	6	6	8	35%	0-10	Menor tratamiento para entrar al reactor
Fase	8	8	8	20%	0-10	Menor tratamiento por cambios de fase
Disponibilidad	6	10	10	30%	0-10	Disponer siempre de la cantidad suficiente de materias primas
Recuperación	7	10	10	15%	0-10	Recuperar el sobrante de la reacción
Puntos totales	6.55	8.2	8.9			

Como se destacó en la descripción de procesos, el proceso de ciclo azufre iodo es el que requiere menor acondicionamiento para la carga de materia prima.

3.3.2.3 Evaluación para catalizadores

Catalizador	RC	EAT	CAI	Peso	Escala	Criterio
Disponibilidad	10	5	5	35%	0-10	Disponer siempre de la cantidad suficiente
Recuperación	7	8	8	25%	0-10	Recuperar el sobrante de la reacción
Acondicionamiento	8	8	8	20%	0-10	Menor tratamiento para entrar al reactor
Regeneración	6	6	6	10%	0-10	Volver a ser usado
Fase	10	10	10	10%	0-10	Debe ser igual a como entra al proceso
Puntos totales	8.45	6.95	6.95			

De manera análoga a la evaluación para el manejo de materia prima, en este punto se evalúan las características de los catalizadores que emplea cada proceso y la manera en que lo hacen para determinar cuál tecnología posee mejores características con respecto a su catalizador. El puntaje total que obtienen las tecnologías es una medida del desempeño que poseen en este concepto, la que obtiene el mejor puntaje se considera la mejor en este campo.

3.3.2.4 Evaluación Técnica Final

Concepto	RC	EAT	CAI	Peso	Escala	Criterio
Presión	7	6	6	10%	0-10	Menor presión en el reactor
Temperatura	8	7	7	9%	0-10	Menor temperatura en el reactor
Eficiencia	10	9	9	9%	0-10	Mayor eficiencia de proceso
Flexibilidad	8	6	9	7%	0-10	Cambiar la producción con modificaciones mínimas
Fase	8	8	8	5%	0-10	Líquido(10), Gas(6), Sólido(4)
Disponibilidad (materia prima)	5	10	10	8%	0-10	Disponer de la cantidad suficiente
Catalizador	6	8	8	3%	0-10	Menor uso de catalizador
Tratamiento (materia prima)	7	7	8	3%	0-10	Menor tratamiento
Tratamiento (producto)	7	9	7	3%	0-10	Facilidad de purificación
Recuperación (materia prima)	7	8	8	3%	0-10	Facilidad de recuperación y recirculación
Equipos totales utilizados	8	9	7	3%	0-10	Menor cantidad de equipos totales
Disponibilidad de planta	9	7	8	5%	0-10	Mayor factor de planta
Emisiones	0	10	10	5%	0-10	Menor emisión (GEI)
Seguridad del proceso	7	8	7	8%	0-10	Menor riesgo de accidentes
Toxicología (materia prima)	7	9	6	3%	0-10	Uso de materias primas no tóxicas
Hardware	10	7	6	7%	0-10	Disponibilidad
PT	10	6	8	7%	0-10	Problemas técnicos penalizan tecnología
Puntos totales	7.35	7.56	7.63			

3.3.3. Selección técnica del proceso

La finalidad del comparativo que hemos realizado es saber cuál es la tecnología más atractiva desde el punto de vista técnico. Ya que todas estas tecnologías son acoplables a reactores nucleares, no se toman en cuenta para esta decisión los aspectos relacionados a la interconexión proceso-nuclear, además, ninguna de las tecnologías escogidas en este comparativo se encuentra en etapa comercial desarrollada por lo que este aspecto tampoco influirá ampliamente en la decisión de cuál es la mejor tecnología.

Debe señalarse que todas estas tecnologías cumplen con los estándares futuros de cantidad de hidrógeno y que por ende pueden ser empleadas para enfrentar los retos de demanda que traerán consigo los próximos años de cambio energético.

A partir de la evaluación horizontal-vertical realizada, podemos elegir como mejor proceso al Ciclo Termoquímico S-I. Aun cuando no existe una ventaja marcada sobre los otros dos procesos, es el que en conjunto presenta las mejores características tecnológicas y es el que calificó con mayor puntuación en la evaluación matricial.

A partir de este punto, el estudio continuará con la tecnología S-I, debido a que es la que se ha seleccionado como mejor, desde el punto de vista tecnológico.

Es importante señalar que los procesos RC y EAT también son procesos competitivos aunque no hayan sido seleccionados debido a que presentan mayores complicaciones técnicas o ambientales.

Capítulo IV

Modelado y simulación

4.1. Frontera química

Para este estudio, se tomará como base la tecnología S-I de General Atomics [62], dado que resultó ser la tecnología seleccionada en el capítulo III, y debido a sus características globales.

La frontera química de este proceso es a partir del cambiador de calor intermedio, donde el lazo primario de enfriamiento del reactor nuclear cede calor al helio de servicio a proceso.

Incluye las siguientes secciones:

- a) Lazo secundario de Helio*
- b) Sección Bunsen
- c) Sección II “Ácido Sulfúrico”
- d) Sección III “Ácido Yodhídrico”

*El modelado del lazo secundario se efectúa de manera preliminar.

4.1.1. Descripción técnica del proceso químico

Para la presente descripción, se recomienda referirse a los diagramas presentados en las figuras 12, 13 y 14 [62] (la numeración original de corrientes fue cambiada para un mejor orden en la presentación de resultados)

El proceso inicia con la alimentación de agua (1) (25°C), desmineralizada y des ionizada, mediante la bomba P-302, al lavador de hidrógeno C-302 (25°C@ 22bar), donde se elimina el HI remanente en la corriente principal de hidrógeno, proveniente de la columna de destilación reactiva C-301. De esta forma el agua entra al proceso.

El agua de lavado (4), sale del lavador C-302 hacia el calentador E-309 (5) (120 °C), para posteriormente ingresar a un lavador de iodo C-303, mismo al que se integra una recirculación parcial de fondos de la torre C-301, y del que salen dos corrientes: una de iodo concentrado (127) y otra de agua-iodo-ácido yodhídrico (HIX's) (6).

La corriente acuosa (6) sale del lavador de iodo para mezclarse con un retiro intermedio (114) de la columna C-301, y después de ceder energía mecánica en la turbina de expansión TE-301 (desde 22 hasta 4.2 bar) se envía como líquido de lavado a los lavadores de oxígeno C-101 y C-104, donde captura los gases distintos al oxígeno. El líquido efluente de ambos lavadores, se junta con la porción de corriente acuosa (12) no enviada a éstos, y se alimenta (16) al absorbedor de dióxido de azufre C-105, el absorbedor a su vez recibe SO₂ (35) del agotador de HIX C-102.

El líquido del C-105 (17) se bombea (1.85 a 7 bar) mediante la bomba P-101 para poderse mezclar con la mezcla SO₂/O₂ (98), proveniente de la sección de conversión de ácido sulfúrico, y posteriormente enviarse al reactor Bunsen R-103 (120°C y 7 bar), al que también se alimentan los fondos de la columna de destilación reactiva C-301 (125). En este reactor se lleva a cabo la reacción bunsen.



El producto del reactor se envía al separador trifásico S-101, donde se separan las fases gaseosas (22) (H₂O, SO₂ y O₂), la fase acuosa (40) (H₂O, H₂SO₄, SO₂) y la fase HIX's (99) (HI, I₂, H₂O y SO₂).

La fase gaseosa del separador (22), cede energía mecánica en la turbina TE-102 (7 a 4.2 bar) y se alimenta al lavador C-101, donde se enjuaga el oxígeno con el agua proveniente de los concentradores de ácido sulfúrico en alta (83) y baja presión (64), así como con el agua proveniente de los lavadores de hidrógeno/iodo, como se describió anteriormente.

La corriente gaseosa del lavador C-101 (24), con una mayor pureza de oxígeno respecto a su entrada, es enviada a la turbina TE-101, donde reduce su presión en etapas, a una salida intermedia (25) (1.85 bar) y una salida de baja presión (28) (1.01 bar).

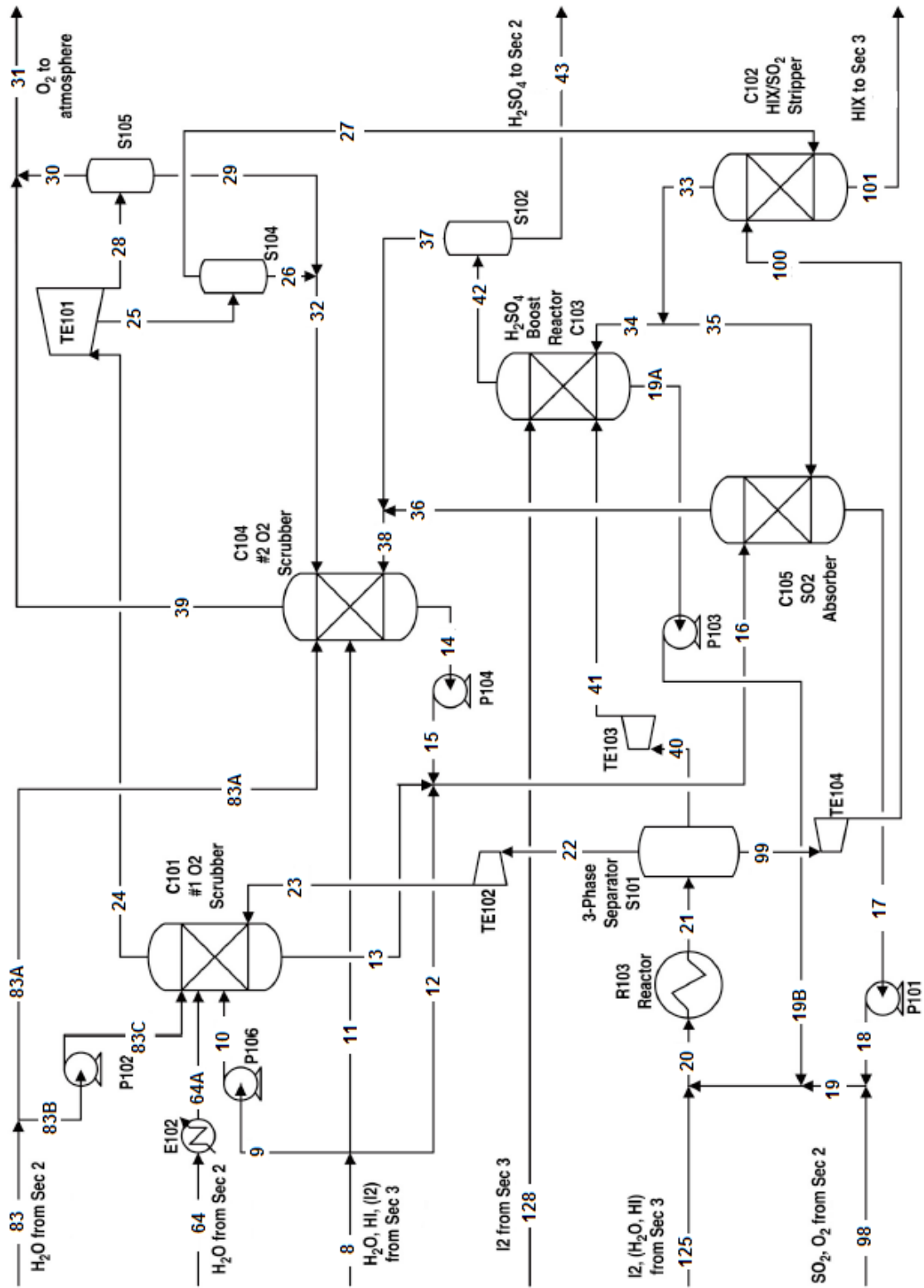
La salida de baja presión (28) se envía a un tanque de separación, donde se captura el agua residual (29) y por el domo se obtiene una corriente de oxígeno con baja humedad (30), para ser mezclada con la corriente de oxígeno (39) que sale del lavador C-104. El oxígeno producto (31) se envía a compresión y almacenamiento, o a locación final (i.e. atmósfera).

La corriente de presión intermedia (25), se envía a un separador de humedad, donde se elimina el agua condensada (26). La corriente gaseosa (27) se envía al agotador HIX's/SO₂ C-102, donde se integran también los fondos del separador trifásico S-101 (100), efluyendo, por un lado, HIX's concentrado (101) hacia la sección de descomposición de HI, y por otro lado la corriente rica en oxígeno (33).

La corriente rica en oxígeno (33) que sale del C-102, se divide en dos corrientes (34 y 35), la primera (34) se envía al reactor elevador de H₂SO₄ C-103 y la segunda (34) al absorbedor de SO₂ C-105. La corriente gaseosa que sale del C-105 se envía al lavador de oxígeno C-104, mismo que opera con fluidos de lavado provenientes de los concentradores de baja presión de H₂SO₄, del TE-301 y de los deshumidificadores S-104 y S-105.

Al lavador C-104 también se envía la corriente gaseosa del separador S-102 (37). El efluente gaseoso del C-104 se envía a disposición final junto con la corriente gaseosa del S-105.

Figura 12. Sección Bunsen [62]



Sección II

La corriente de ácido sulfúrico que sale del separador S-101(40), disminuye su presión (7 a 1.85 bar) en la turbina TE-103, antes de ingresar al reactor elevador C-103. A este reactor también se alimentan: iodo del enjuagador C-303 (128) y SO₂ del agotador C-102 (34).

Del reactor C-103 salen una fase pesada de HIX's (19A), que se bombea con la bomba P-103 para recircularse al reactor principal R-103, y una mezcla de fases (42) que son separadas en el separador bifásico S-102.

En el separador bifásico se obtienen dos corrientes; la gaseosa (37) es enviada a purificación de oxígeno en el C-104, la fase pesada (43), rica en ácido sulfúrico (20% base molar), es enviada a la sección de concentración y descomposición de ácido sulfúrico (Sección II).

En la sección II, la corriente rica en ácido sulfúrico (43) (111.35 °C) es enviada a la bomba P-204 para elevar su presión (1.85 a 35 bar), a fin de ser alimentada a la primer etapa de concentración.

Una vez que se ha presurizado, la corriente de ácido sulfúrico (45) es mezclada con la fase líquida del separador flash S-205 (97) (120 °C) para ser enviadas (46) (116.9 °C) al calentador E-215, donde eleva su temperatura a 194.85 °C (46A). Un calentamiento posterior se realiza en los cambiadores proceso-proceso E-201 y E-202-1, obteniendo la corriente de alimentación (48) (330 °C) al flash E-202-F1.

Etapas sucesivas de flasheo a alta presión, con calentamientos intermedios proceso-proceso, se llevan a cabo en los separadores flash E-202-F2 al E-202-F4, del que se obtiene la corriente de fondos (65) (371 °C), que se envía al recuperador E-203 para reducir su temperatura (66) (308°C), al mismo tiempo que transmite energía térmica a la corriente de alimentación del reactor E-207 (88).

Antes de ingresar a la sección de flasheo a baja presión, la corriente (66) pierde presión en la válvula de alimentación del flash S-201(35 a 8 bar), repitiéndose este proceso en los tanques flash S-202 y S-203 hasta producirse la corriente de alimentación a la columna de destilación C-201 (79) (159.7 °C y 0.07 bar).

Los efluentes en fase gaseosa de los separadores flash de alta presión y de los separadores S-101 y S-102 se componen esencialmente de agua y por ello son condensados y recirculados (64) a la sección Bunsen.

El efluente gaseoso del separador S-203 (74) (159.7 °C) es enfriado en el cambiador E-212 (75) (135 °C) y posteriormente enviado al separador S-204, donde se separa en dos corrientes; la gaseosa (76) es condensada en el cambiador E-213 para ser mezclada con el condensado de domos de la columna de destilación C-201 y posteriormente ser enviada a la sección Bunsen (83).

La fase líquida del S-204 (78) es alimentada a la columna de destilación C-201.

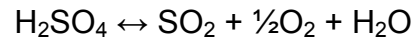
La columna de destilación al vacío opera a 0.07 bar de presión y un intervalo de temperaturas de 38 a 212°C. Su principal alimentación (79) contiene ácido sulfúrico en una concentración de 56.43% mol, y su producto de fondos (87) alcanza una concentración de 90.2% mol.

El producto de fondos (87) (212 °C) es bombeado por medio de la bomba P-201 (0.07 a 7 bar) para ser enviado a un tren de precalentamiento, constituido por el precalentador E-203 (88A) (357 °C), el vaporizador E-204 (89) (411 °C), el vaporizador E-205 (90) (411 °C) y el recuperador de calor E-206 (91) (523.7 °C).

La corriente producto del tren de precalentamiento (91) es alimentada al reactor de descomposición de ácido sulfúrico E-207, donde reacciona 98.8% del ácido remanente. El producto del reactor E-207 (92) (827°C y 7 bar) se envía a un tren de recuperación de calor, constituido por el recuperador E-206 (93) (431 °C),

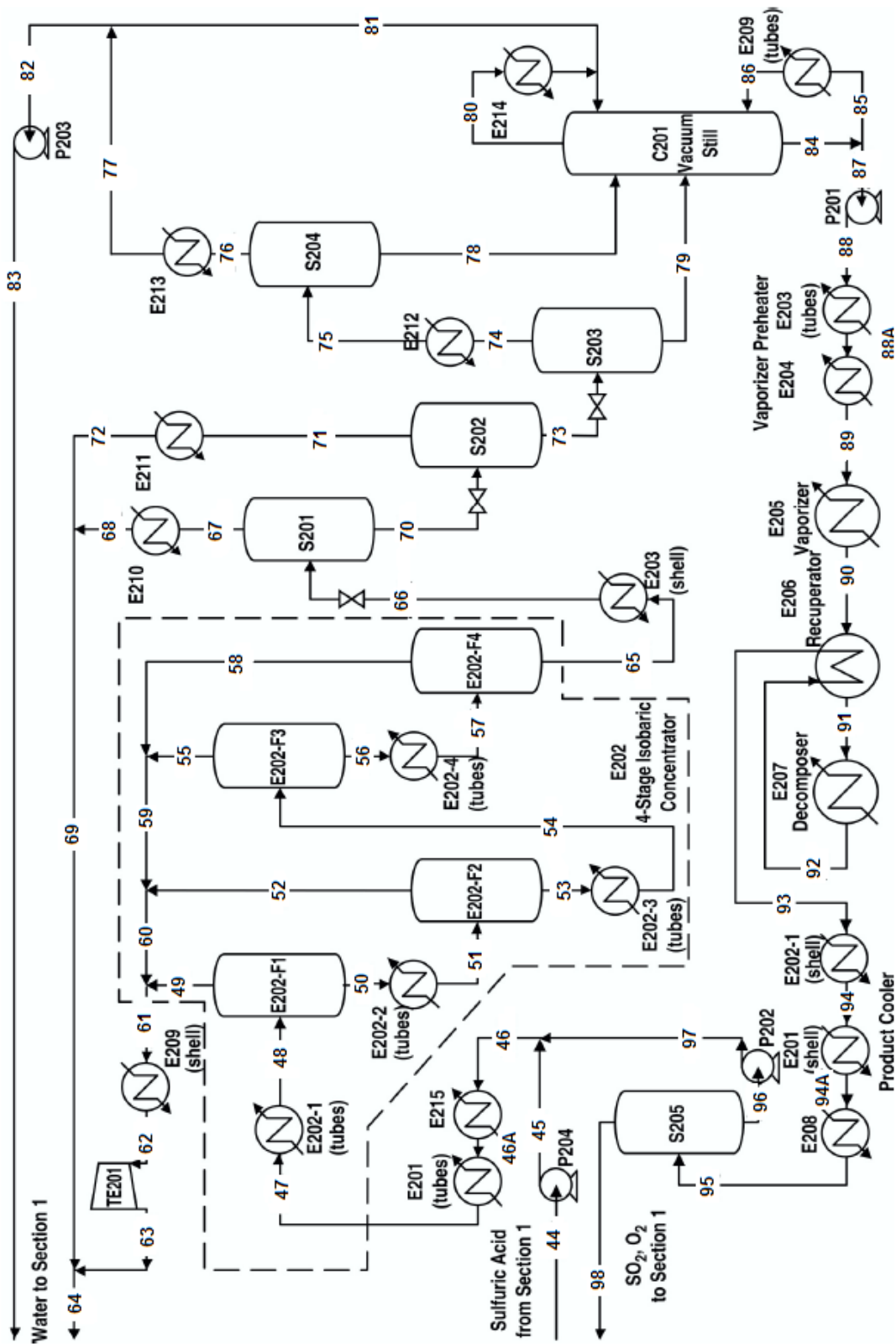
el cambiador E-202-1 (94) (340 °C), el cambiador E-201 (94A) (126.9 °C) y el enfriador E-208 (95) (120°C).

Las reacciones de descomposición de ácido sulfúrico se inician en el vaporizador E-204 y terminan en el reactor E-207.



El producto del enfriador E-208 (95) es alimentado al separador flash S-105, donde se separa en dos fases; la fase pesada (96) es bombeada (7 a 35 bar) para ser recirculada (97) a la sección de concentración de ácido sulfúrico, la fase ligera (98) es enviada a la sección Bunsen para ser alimentada al reactor R-103.

Figura 13. Sección II [62]



Sección III

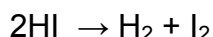
La corriente rica en HIX's (101), que se produce en la sección Bunsen, es alimentada a la sección II por medio de la bomba P-301 (1.85 a 22 bar), una vez incrementada su presión la corriente (102) se divide en dos subcorrientes para incrementar su eficiencia de recuperación de calor.

La corriente que contiene dos terceras partes del flujo (103) (120 °C) de la corriente original (102), intercambiará calor con una extracción intermedia de la columna de destilación reactiva (114) en el cambiador E-301, produciendo una corriente más caliente (104) (237.9 °C).

La otra corriente (105) (120 °C), intercambia calor con la corriente proveniente del cambiador E-303 (121), la corriente producida (106) (237.9 °C) es mezclada con la corriente (104) para producir la corriente (107). Esta última es calentada en el cambiador E-303 para producir la alimentación de la columna C-301 (108) (262 °C).

La columna de destilación reactiva opera a 22 bar y temperatura entre 221 y 310 °C. El producto de domos (109) (221 °C) es enfriado en el cambiador E-304 (110) (25 °C) para su separación en el flash S-301.

La reacción química que tiene lugar en este equipo es:



La fase gaseosa del S-301 (111), esencialmente hidrógeno, es enviada a un lavador, donde se eliminan la mayor parte de los contaminantes con el agua de alimentación (2), obteniéndose hidrógeno puro con humedad menor al 1% (3) y agua de lavado con trazas de ácido yodhídrico (4). La fase líquida del S-301 (112) es recirculada hacia la columna de destilación reactiva, previo calentamiento en el cambiador E-305 (113) (221 °C).

El producto de fondos de la columna C-301 (120) (310 °C), rico en yodo (98% peso yodo), cede calor en el cambiador E-303 (121) (248.3 °C), en el

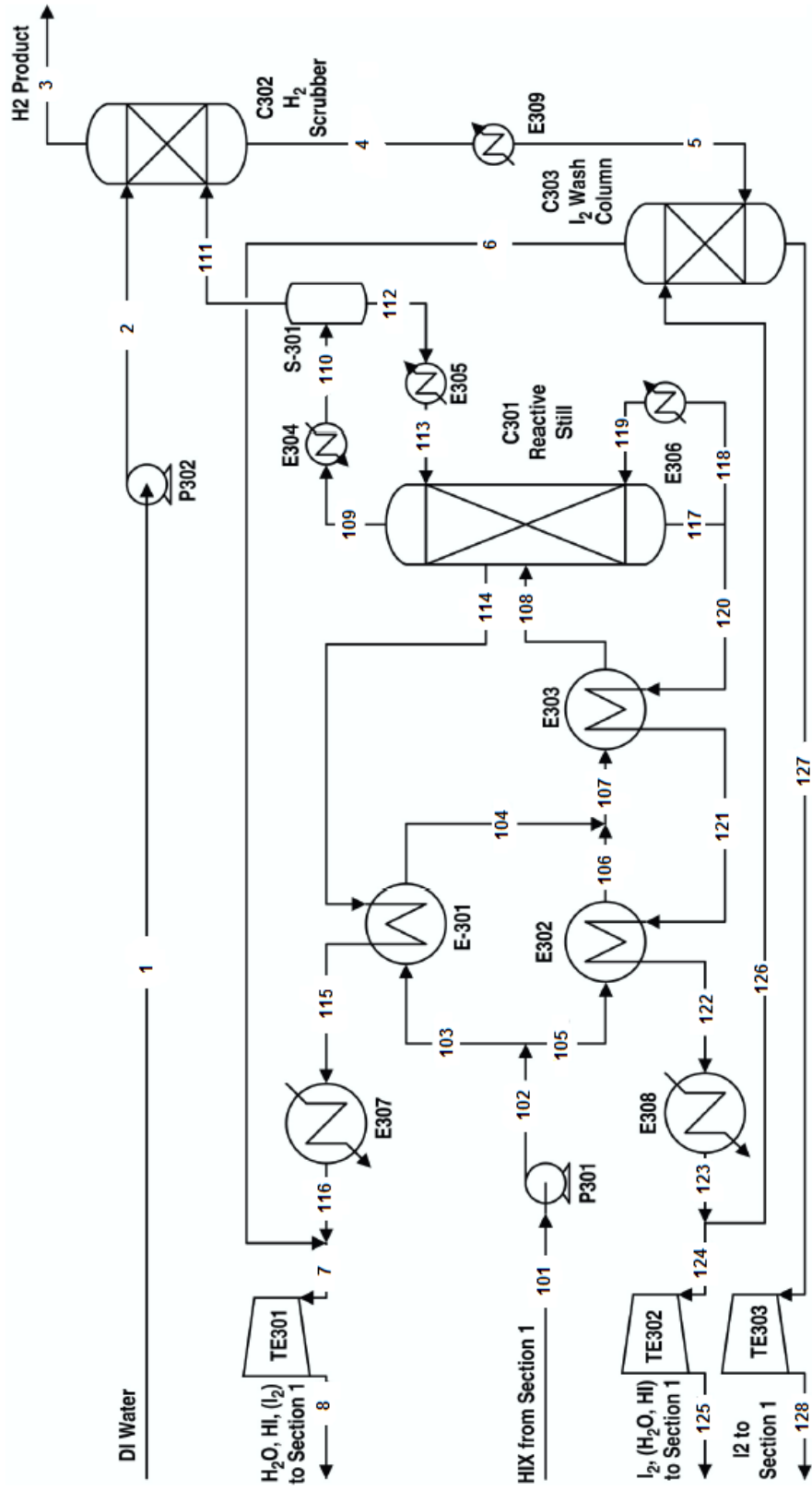
cambiador E-302 (122) (127.9 °C) y en el cambiador E-308 (123) (120 °C). La corriente (123) se divide en dos corrientes, la de menor flujo (126) se envía a la columna de lavado C-303 mientras que la otra (124) cede energía mecánica en la turbina TE-302 (125) (22 a 7 bar).

La corriente de extracción intermedia (114) (38% peso Iodo) de la columna de destilación reactiva C-301, cede calor en el cambiador E-301 (115) (130 °C) y en el enfriador E-307 (116) (95 °C). Las corrientes (116) y (6) son mezcladas para formar la corriente (7), misma que cede energía en la turbina TE-301 (22 a 4.2 bar).

Los fondos del lavador C-303 (127) (99.8% peso Iodo) son enviados a la turbina de expansión TE-303, donde ceden energía mecánica (22 a 7 bar) y posteriormente, esta corriente (128) es enviada a la sección bunsen del proceso.

La descripción del agua de alimentación y lavado, se encuentra en la primera sección de esta descripción técnica.

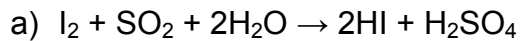
Figura 14. Sección III [62]



4.1.2. Ecuaciones químicas

La producción de hidrógeno por el proceso cíclico S-I se consigue por la sucesión de reacciones químicas y etapas de separación, dichas reacciones se llevan a cabo en varios equipos de proceso, siendo cada una de ellas gobernada por el equilibrio químico y por la cinética química.

En todo el proceso se puede hablar de 4 distintas reacciones, que son:



En los equipos:

i) R-103, con exceso de yodo y agua

ii) C-103, con exceso de agua



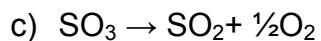
En los equipos

i) E-204,

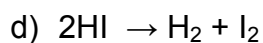
ii) E-205

iii) E-206, hacia ácido sulfúrico

iv) E-207



En los equipo: E-207, a 827°C



En el equipo: C-301, a lo largo de varias etapas de destilación reactiva.

Las ecuaciones de equilibrio químico que corresponden a cada una de las reacciones presentes en el proceso, se muestran a continuación.

Ecuaciones de equilibrio:

$$\text{a) } K_a = \frac{[HI]^2[H_2SO_4]}{[I_2][SO_2][H_2O]^2}$$

$$\text{b) } K_b = \frac{[SO_2][O_2]^{1/2}[H_2O]}{[H_2SO_4]}$$

$$\text{c) } K_c = \frac{[SO_2][O_2]^{1/2}}{[SO_3]}$$

$$\text{d) } K_d = \frac{[H_2][I_2]}{[HI]^2}$$

Para cada una de las ecuaciones anteriores, se cumple la relación de dependencia con la temperatura:

$$K = Ae^{-\frac{E_a}{RT}}$$

Donde:

A = Constante geométrica

Ea = Energía de activación

R = Constante universal de los gases

T = Temperatura absoluta

Los parámetros anteriores son específicos para cada sistema y se pueden obtener de las bases de datos de simuladores de procesos como Aspen Plus y Hysys entre otros.

En lo relativo a la cinética del proceso, se emplean las siguientes ecuaciones:

$$\text{a) } r_a = k_a [I_2]^\alpha [SO_2]^\beta [H_2O]^z$$

$$\text{b) } r_b = k_b [H_2SO_4]^\delta$$

$$\text{c) } r_c = k_c [SO_3]^\epsilon$$

$$\text{d) } r_D = [HI]^\phi$$

Donde las letras griegas son coeficientes específicos del sistema*, que consideran la presencia de catalizadores y condiciones de proceso. Los reactores son fijados en espacio velocidad para reproducir los valores del balance presentado por General Atomics [62].

4.1.3. Ecuaciones de equilibrio físico

Además de las ecuaciones químicas, para la correcta simulación del proceso se requiere de una adecuada selección de ecuaciones de equilibrio físico. Estas ecuaciones son las encargadas de reproducir matemáticamente el comportamiento experimental de las corrientes involucradas en el proceso.

En específico, estas ecuaciones deben ser capaces de predecir puntos azeotrópicos, formación de fases inmiscibles, composiciones de fases en equilibrio y presiones de vapor de mezclas complejas.

Para el proceso S-I se emplearán varios *sets* de ecuaciones, dependiendo de la zona de análisis y de las condiciones de presión y temperatura de las mismas.

En el caso de corrientes o equipos con HIX's, las mezclas binarias HI-H₂O y las mezclas ternarias HI-I₂-H₂O son extremadamente no ideales [65], por ello, se emplea el modelo de Neumann, mismo que ajusta parámetros a la ecuación NRTL (Non Random Two Liquid) para coincidir con los resultados experimentales [65].

*Los valores exactos de los parámetros de estas ecuaciones, son datos confidenciales y no se ha autorizado su publicación.

Una emulación de este método, se puede realizar con el modelo NRTL de Aspen Plus, empleando los parámetros reportados por Kane y Revankar [66].

Tabla 4. Parámetros para Sistema HIX's [66]

I	J	A _{ij}	B _{ij}	C _{ij}	F _{ij}
1	2	0	1380	0.2	0
1	3	23.6689	-1492.4	0.3	-0.0348
2	1	0	-84.2	0.2	0
2	3	223	0	0.2	0
3	1	-8.0628	3942.57	0.3	0.00336
3	2	0	223	0.2	0

En la sección de ácido sulfúrico, al igual que en la sección Bunsen, se emplea el modelo ELECNRTL (NRTL modificado para electrolitos) de Aspen Plus, debido a que este modelo es el que mejor representa el comportamiento de sistemas fuertemente electrolíticos [67]. Los parámetros para este sistema se toman de la base de datos de Aspen Plus.

En el caso de corrientes de vapor de agua, hidrógeno, oxígeno y helio puros, se emplea el modelo termodinámico "Ideal" de Aspen Plus, lo anterior debido a que estos gases presentan comportamiento cercano al de los gases ideales y no se desea saturar el sistema con más cálculos de los necesarios.

Para una mayor referencia de los modelos termodinámicos empleados y de la selección de los mismos, se recomienda consultar el manual de operación del simulador Aspen Plus.

4.1.4. Simulación en Aspen Plus

Aspen Plus ® es un simulador comercial de procesos, con una amplia base de datos de propiedades químicas y modelos termodinámicos, además de poseer un motor de cálculos capaz de hacer converger modelos complejos en pocas iteraciones. Su uso para el modelado del proceso S-I se ha difundido ampliamente desde que General Atomics los seleccionó como la plataforma para simular las secciones I y II de su proceso [68].

Para llevar a cabo la simulación, se comenzó por establecer las bases de diseño. Estas bases fijan los criterios para el análisis de la planta y son requeridas para poder calcular magnitudes del proceso como: flujos, temperaturas, avances de reacción etc.

Las bases de diseño para este estudio, son en parte arbitrarias, aunque con sustento en prospectiva comercial. Por ejemplo, la potencia del reactor nuclear es un valor que corresponde al programado para el reactor GTHTR-300 [69]. Las bases generales se muestran en la tabla 5.

Tabla 5. Bases de diseño para proceso S-I

Concepto	Magnitud
Presión atmosférica	1 atm
Temperatura ambiente	25°C
Potencia Térmica del reactor nuclear	600 MW
Pérdidas térmicas en ciclos primario y secundario	6 MW (1%)
Conversiones químicas	Nota 1
Presiones y Temperaturas	Nota 2

Nota 1.- De acuerdo a cinética química y espacios velocidad definidos. Es equivalente a la conversión presentada en el balance de General Atomics [62].

Nota 2.- De acuerdo a descripción técnica de proceso para aquellos casos donde no son calculadas.

Cada uno de los equipos de proceso se modeló de acuerdo a especificaciones y parámetros termodinámicos con la finalidad de reproducir el balance de General Atomics [62] para 1 mol/s de hidrógeno, posteriormente se calcularon las energías demandadas y se escaló la cantidad de hidrógeno para cerrar el balance de energía con la cantidad suministrada que se especifica en las bases de diseño.

La numeración de las corrientes que se presenta en ASPEN, no es necesariamente la de las figuras 12, 13 y 14, ya que en las primeras dos secciones se empleó la numeración anterior (General Atomics) y en la tercera sección se empleó una numeración independiente (este proceso fue el primero en ser modelado debido a su complejidad).

En las figuras 15, 16 y 17 se puede observar el esquema de simulación, una vez que se ha cargado en Aspen Plus.

Figura 15. Sección I en Aspen Plus

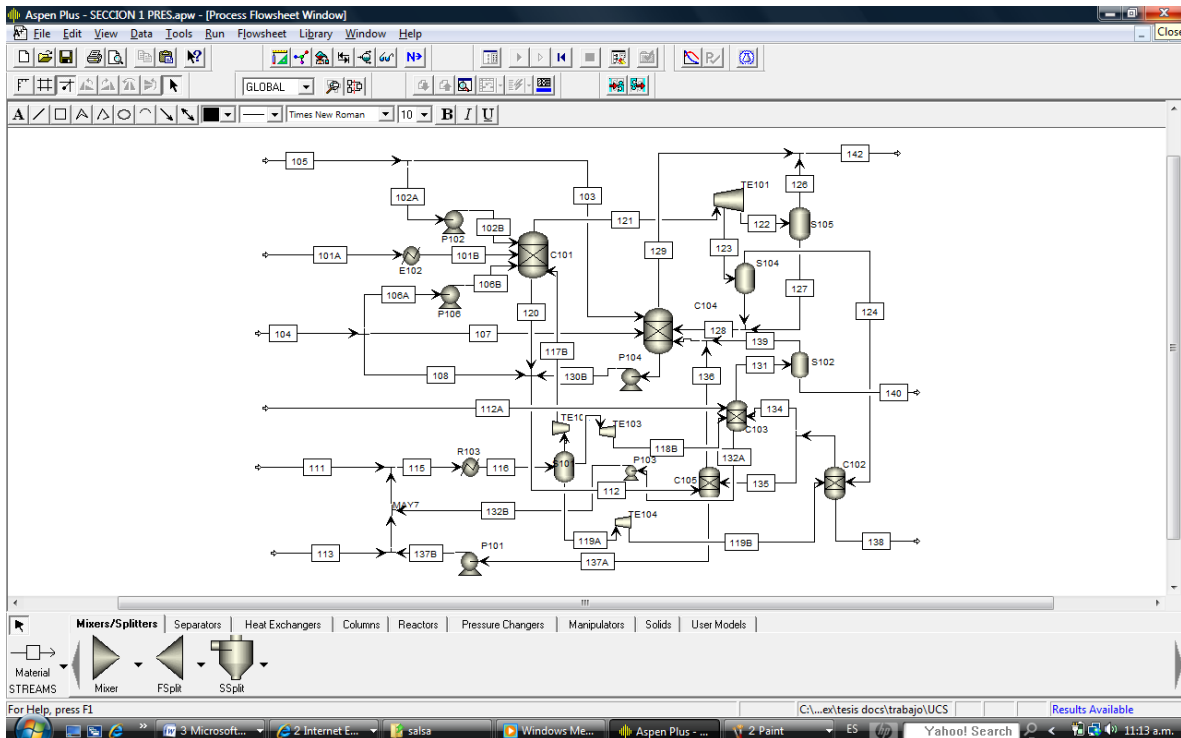


Figura 16. Sección II en Aspen Plus

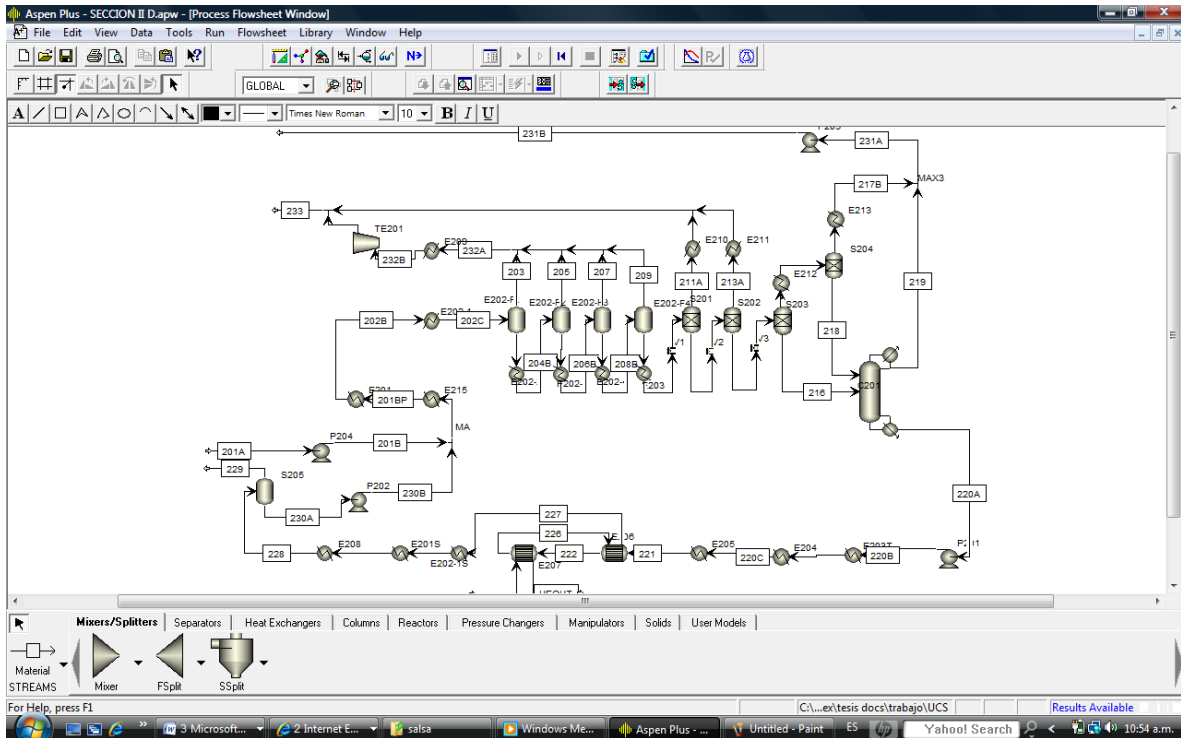
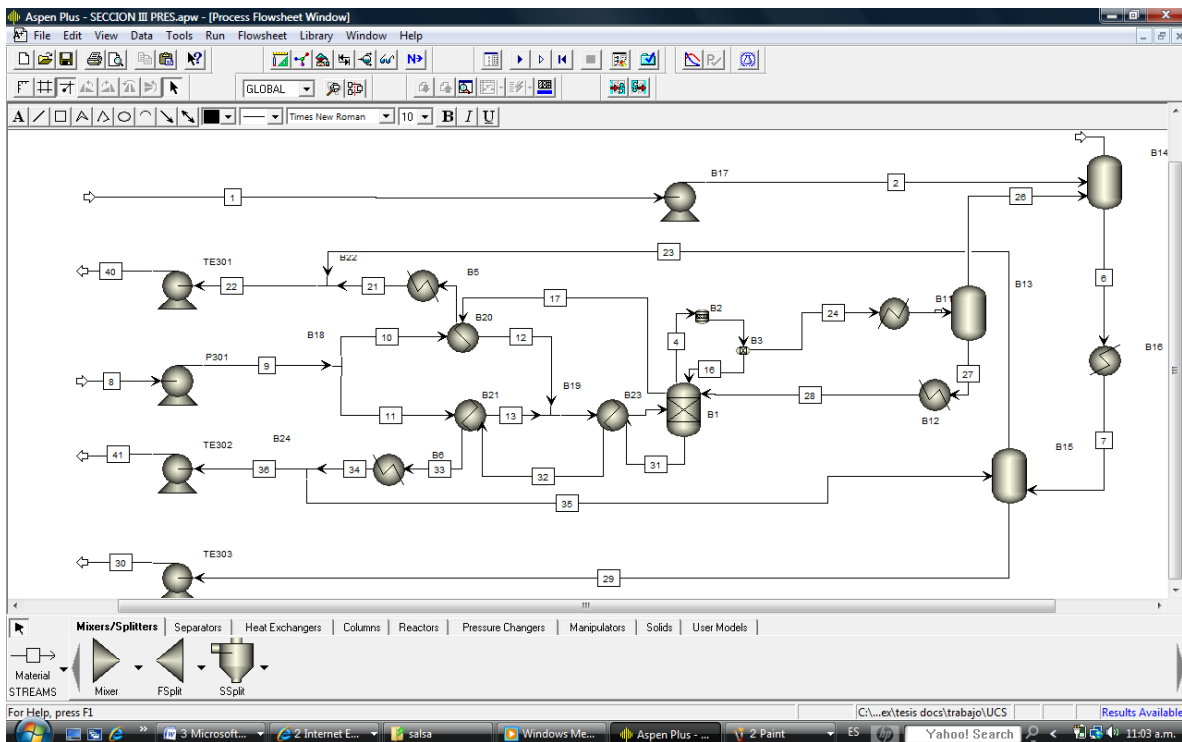


Figura 17. Sección III en Aspen Plus



4.1.5. Balance de Materia y Energía

Una vez que el modelo completo fue cargado a Aspen Plus, se ejecutó el programa para obtener los valores de flujos de materia y energía. Se debe señalar que Aspen Plus realiza el balance de materia y energía (BME) basándose en las leyes de conservación y en los parámetros definidos por el usuario.

No es alcance de esta tesis definir todas y cada una de las ecuaciones de balance, ya que este proceso cuenta con 137 corrientes de materia y más de 55 corrientes de energía.

Del balance en Aspen Plus, se obtuvieron los siguientes resultados principales:

Tabla 6. Resultados Principales del BME

Concepto	Magnitud
Consumo de calor	594 MW
Producción de hidrógeno	1.426 kg/s (123.2 Ton/día)
Humedad del producto	1.24%
Producción de oxígeno	11.409 kg/s
Humedad del oxígeno	2.12%
Consumo neto de agua	13.101 kg/s
Eficiencia térmica	34%* / 34.3%**

* Respecto al calor suministrado por el reactor nuclear

** Respecto al calor recibido por el proceso químico.

Algunos aspectos importantes que se deben notar, debido a su importancia en el diseño y dimensionamiento de equipo, se mencionan a continuación.

- a) El flujo de alimentación al reactor bunsen (corriente 20) es cercano a 10,900 kg/s, o aproximadamente 3 m³/s.

- b) El flujo de alimentación al reactor elevador Bunsen, es de 293 kg/s.
- c) La mayor concentración de ácido sulfúrico, en el proceso, se presenta a la salida de la columna de destilación al vacío C-201, con un valor de 90.2% mol en la corriente 87, a 212°C y 0.07 bar.
- d) El flujo de alimentación al reactor de descomposición de ácido sulfúrico E-207 es de 114.5 kg/s.
- e) El flujo de alimentación a la columna de destilación reactiva es de 10,670 kg/s.
- f) La concentración de la corriente de alimentación a la columna de destilación reactiva es: 9.88% de ácido yodhídrico, 38.05% yodo y 52.07% de agua.

En lo relativo a los flujos de helio de lazos primario y secundario, se realizó un estudio detallado para encontrar la mejor conectividad helio-proceso, obteniéndose la red de intercambio térmico presentada en la figura 18. En base a esta red, se obtuvieron los siguientes resultados principales:

Figura 18. Red de intercambio de calor Helio-Proceso

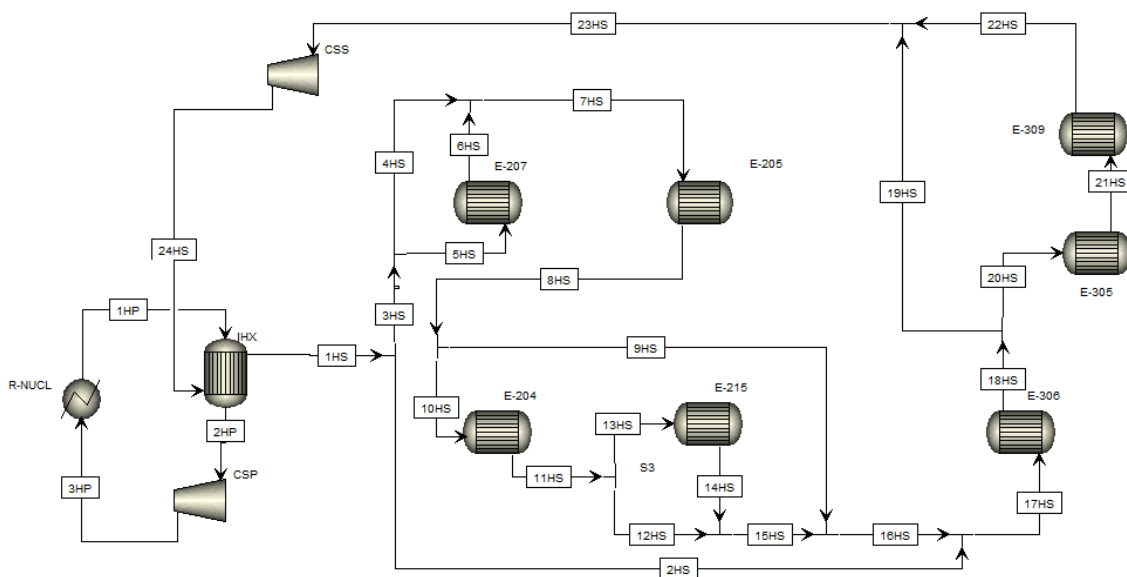


Tabla 7. Balance de Helio

Concepto	Primario	Secundario
Flujo	231 kg/s	206 kg/s
Temperatura de suministro	900°C	833°C
Temperatura de Retorno	400°C	278.7°C
Temperatura Mínima	400°C	122°C
Presión de Suministro	70 bar	75 bar
Pérdida de presión	5 bar	4 bar
No. Intercambiadores	1 (IHX)	8

El menor flujo de helio en el circuito secundario obedece a su mayor rango de temperatura, derivado de su optimización en el circuito de calentamiento.

El balance de materia y energía detallado se presenta en el apéndice A de esta tesis.

4.2. Frontera Nuclear

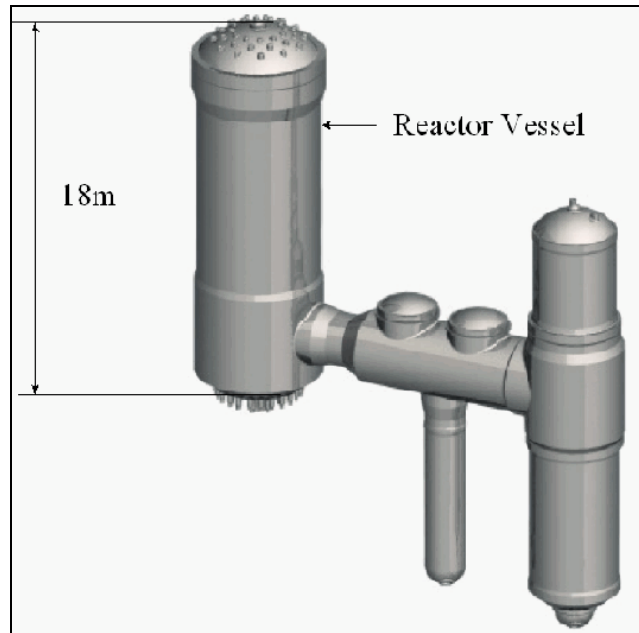
El calor suministrado al proceso proviene de un reactor nuclear de alta temperatura, enfriado por helio, del tipo PBMR. Esta selección se realizó debido al avanzado estado tecnológico de este tipo de reactores, ya que se encuentran en fase de programación para construcción en las plantas de Eskom, en Sudáfrica [70].

4.2.1. Descripción del reactor nuclear

El reactor modular de cama de esferas (PBMR) consiste, como su nombre lo indica, en una vasija con un lecho de esferas de combustible nuclear, a través del cual fluye el helio de enfriamiento [45]. El helio es alimentado a media temperatura (300 a 500°C) por la parte superior de la vasija y sale a alta temperatura por la parte inferior (800 a 1000°C) [45].

La vasija mecánica está hecha de acero y es recubierta (lineada) con una capa de 60 a 100 cm de grafito, con la finalidad de proveer resistencia térmica y mecánica en el mismo contenedor. Una vista esquemática de la vasija se puede observar en la figura 19.

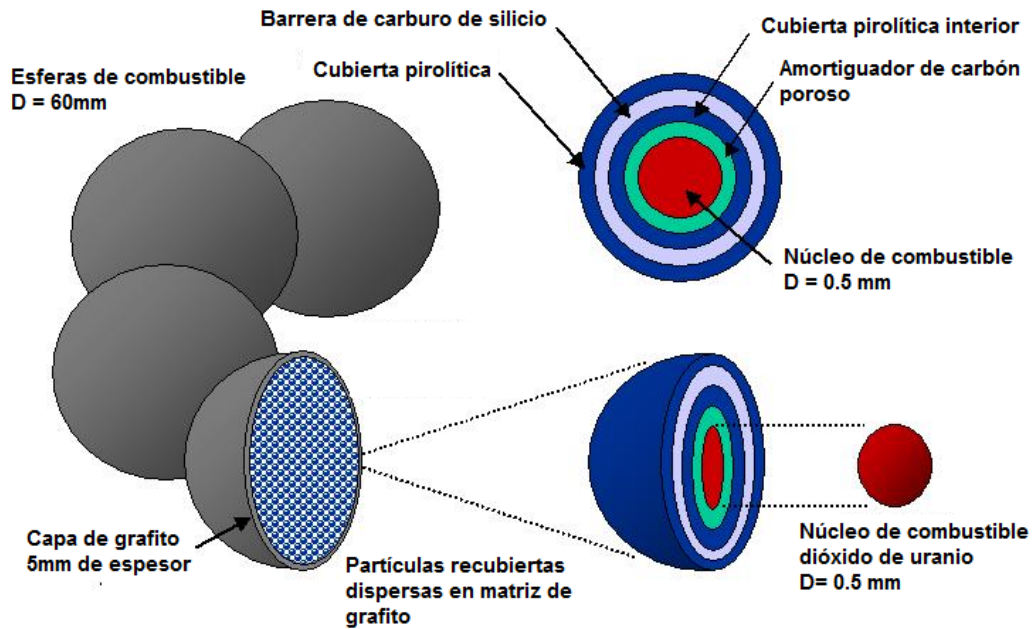
Figura 19. Vasija del reactor PBMR (250MWt) [45]



Un reactor con potencia térmica de 250 MWt, contiene en operación normal 440,000 esferas de combustible (diámetro de 6 cm), distribuidas de la siguiente manera: 310,000 esferas con combustible nuclear y 130,000 esferas inertes para moderación adicional [45].

Las esferas de combustible que se usan en estos reactores están constituidas por una matriz de grafito que contiene alrededor de 15,000 partículas dispersas de combustible TRISO [71]. Este tipo de combustible nuclear posee propiedades tixotrópicas [71] y se conforma por un núcleo de material físil, recubierto por cuatro capas protectoras. La denominación de cada capa así como sus dimensiones aproximadas se muestran en la figura 20.

Figura 20. Elemento combustible para un PBMR [72]



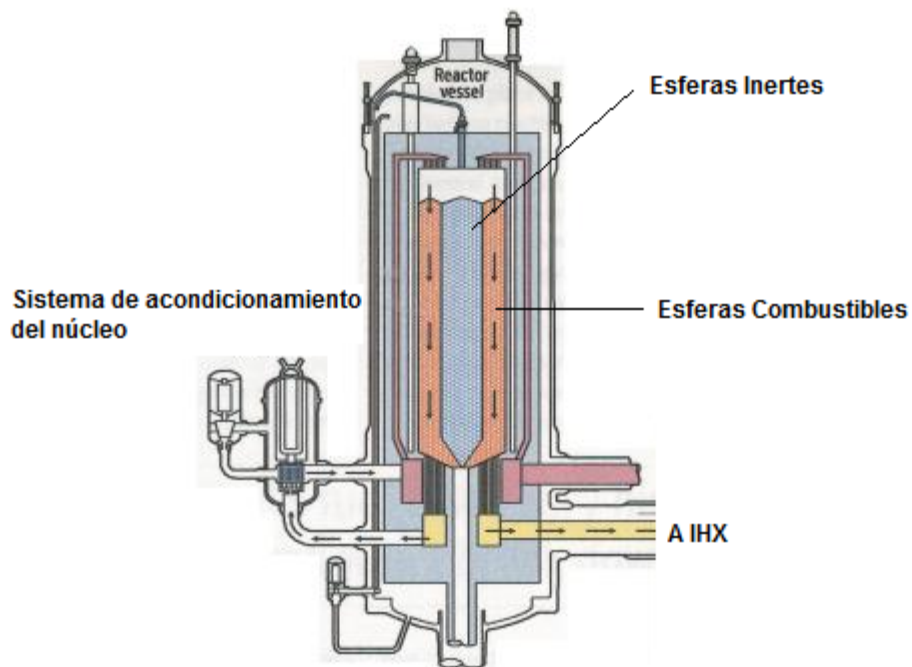
El contenido de uranio en cada esfera de combustible es 9 g, lo que significa que el contenido total en una carga es 2.79 ton [45].

Un escalamiento geométrico de este reactor, a un reactor de 600 MWt para cumplir con lo establecido en las bases de diseño, requiere las siguientes dimensiones: 24m de altura, 8m de diámetro, 744,000 esferas de combustible, y 312,000 esferas inertes, totalizando 6.7 toneladas de uranio en una carga completa.

El funcionamiento del reactor es como sigue: las reacciones nucleares ocurren en el interior de la vasija, teniendo como moderador el propio material de la esfera así como una columna central de esferas de grafito inertes. El recubrimiento de la vasija, además de proveer un elemento de inercia térmica, sirve como reflector de los neutrones producidos en las reacciones nucleares, mejorando la operación y economía neutrónica del reactor.

En la parte superior del reactor nuclear, se perforan secciones cilíndricas para la inserción de barras de control; a falta de medios neumáticos o fallos de energía eléctrica, estas barras pueden ser insertadas por gravedad. La figura 20 muestra un diagrama simplificado del reactor nuclear.

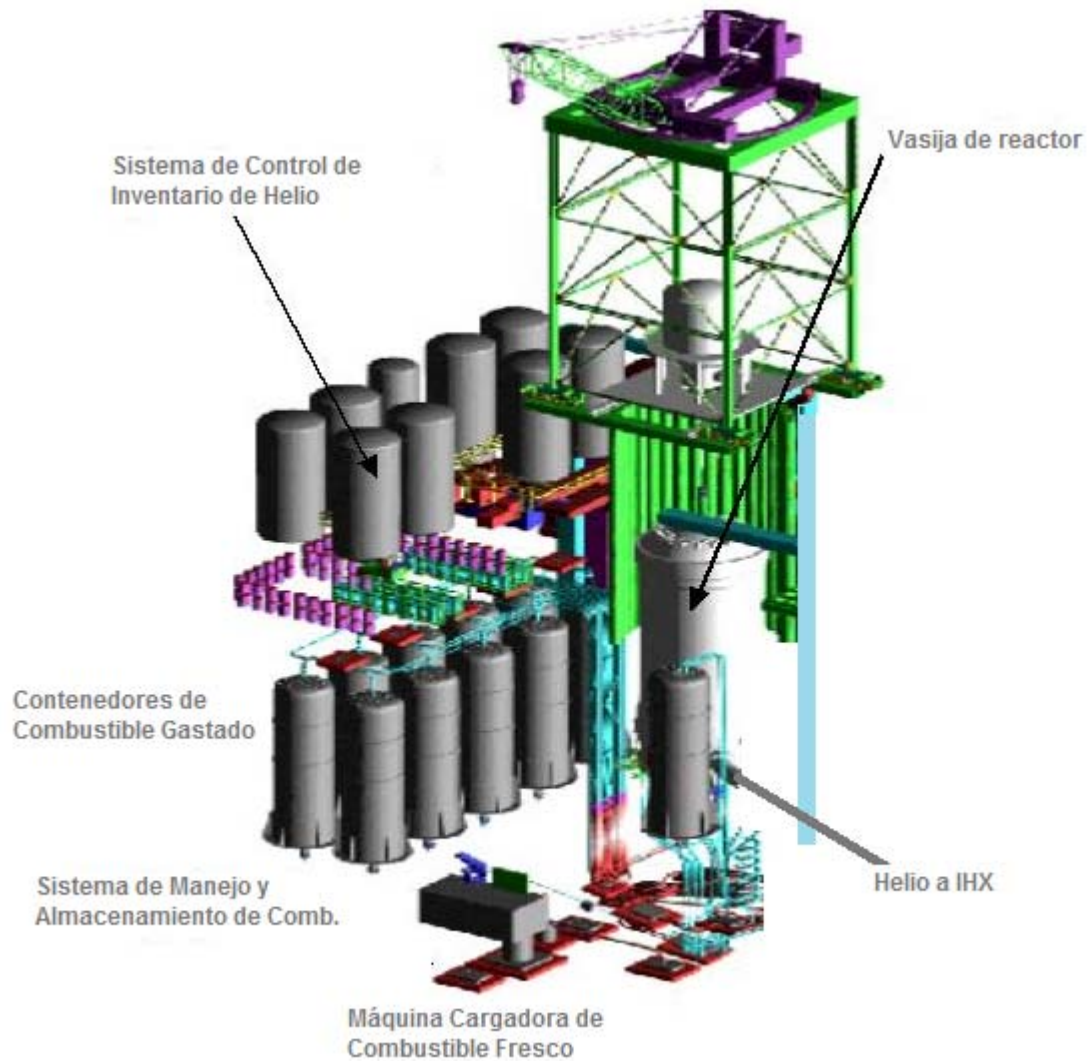
Figura 21. Reactor Nuclear PBMR [72]



El fluido de enfriamiento es helio que puede estar presurizado en un rango de 20 a 100 bar, preferentemente 70 bar para esta aplicación.

Los sistemas principales del sistema PBMR se pueden observar en la figura 22 y se describen a continuación [73]:

Figura 22. Sección Térmica del PBMR [72]



- a) Sistema de Potencia Principal.- Consiste de los elementos necesarios para producir y transferir la potencia del reactor al ciclo termoquímico (lado proceso). Los elementos que lo integran son: el reactor nuclear con todos sus elementos de control y el cambiador de calor intermedio.
- b) Sistema de administración y almacenamiento de combustible.- Este sistema consiste de los elementos mecánicos y electrónicos que hacen posible la manipulación y almacenamiento del combustible nuclear, como son: sistemas neumáticos de carga inicial de combustible, sistema

de arranque, sistema de reemplazo continuo, sistema de evaluación de combustible y descarga de combustible gastado.

- c) Sistema de control de inventario de Helio.- Consiste en recipientes de contención, válvulas de control, medidores/controladores de flujo, válvulas de aislamiento, válvulas de seguridad, discos de ruptura, tubería, compresores y tanques de expansión/nivelación.
- d) Obras Civiles.- Incluyendo edificios de reactor y edificios de control y administración
- e) Sistemas auxiliares.- Incluyendo sistemas activos de enfriamiento y sistemas periféricos, como iluminación y HVAC.

Al ser un diseño simple, el PBMR también se puede considerar intrínsecamente seguro, pues su filosofía de seguridad está basada en sistemas pasivos de enfriamiento, además de tener un coeficiente negativo de temperatura. Estas características, permiten la remoción del calor de decaimiento mediante convección natural y radiación.

La máxima temperatura teórica del reactor es 1600°C, debido a que al incrementarse, la disminución en la reactividad del núcleo por efecto Doopler y el incremento en convección y radiación desde la vasija del reactor, limitan la temperatura a este valor [74].

En lo que respecta a liberación de material radioactivo, debe señalarse que aunque el sistema posee cientos de miles de esferas combustibles, éstas son independientes entre sí, reduciendo el riesgo de una liberación mayor de contaminación radioactiva. El sistema no contempla un edificio de contención, pues el reactor debe poder perder calor por convección natural ante una emergencia.

Capítulo V

Optimización energética de proceso S-I

5.1. Definición de alcance de optimización

En el presente trabajo de tesis, se inició la investigación en optimización de secciones de reacción química del proceso S-I, sin embargo, no se lograron convergencias satisfactorias en las secuencias de proceso, por lo que se decidió acotar el alcance del estudio a la integración térmica de la planta.

Quedan fuera del alcance de este capítulo optimizaciones mecánicas y de equipos de proceso.

5.2. Técnica de Optimización

La técnica empleada en este estudio, es la tecnología Pinch. Esta metodología fue desarrollada por Linnhof y Vredeveld [75] para garantizar el mínimo uso de recursos de calentamiento y enfriamiento, con un sustento termodinámico.

Debido a la complejidad de las corrientes involucradas en el proceso S-I, se empleará el programa especializado en integración térmica "Aspen Pinch". Este programa posee la capacidad de importar datos desde una simulación efectuada en "Aspen Plus", por lo que su uso resulta relativamente sencillo cuando se tienen datos cargados en el simulador de procesos.

5.2.1. Método Pinch

La tecnología Pinch es una metodología simple para el análisis sistemático de procesos químicos y sus utilidades (calor y enfriamiento principalmente), que se apoya en la primera y segunda ley de la termodinámica.

La primera ley se emplea para definir las ecuaciones de energía, a fin de calcular las diferencias en entalpía en las corrientes que atraviesan cambiadores de calor.

$$H_{\text{sal}} - H_{\text{ent}} = \Delta H$$

La segunda ley determina la dirección del flujo de calor.

$$dS = \frac{\partial Q}{T}$$

Ya que la energía térmica sólo puede fluir en rutas decrecientes de temperatura (caliente a frío), la segunda ley prohíbe cruces de temperatura en cambiadores de calor, dicho de otra manera: en un cambiador de calor, la corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de suministro de la corriente, ni puede la corriente fría calentarse por encima de la máxima temperatura de la corriente caliente.

En la práctica, la corriente caliente sólo puede enfriarse hasta una temperatura limitada por el “acercamiento térmico” ($\Delta T_{\text{mín}}$), que es la mínima diferencia de temperaturas que debe existir en el perfil de temperaturas del cambiador de calor. El nivel de temperatura en el que el $\Delta T_{\text{mín}}$ es observado en el proceso, se denomina “*punto pinch*”. El *pinch* define la mínima fuerza impulsora permisible en las unidades de intercambio.

La teoría básica de la metodología Pinch, se basa en que el calor de las corrientes que deben ser enfriadas puede servir para calentar las corrientes que deben ser calentadas, existiendo un mínimo teórico de servicios de enfriamiento y calentamiento para cualquier proceso.

Para poder aprovechar el calor de las corrientes calientes en las corrientes frías, es necesario instalar cambiadores de calor proceso-proceso, obedeciendo la siguiente filosofía: por debajo del punto pinch no se requieren servicios de calentamiento y por encima del punto pinch no se requieren servicios de enfriamiento.

Cualquier equipo que intercambie calor a través del punto pinch, operará de manera ineficiente y debe ser evitado.

Una mayor referencia a la tecnología Pinch, puede encontrarse en la literatura especializada [76].

5.2.2. Información requerida

La información necesaria para llevar a cabo una integración térmica es la siguiente:

- a) Definición de todas y cada una de las corrientes que consumen o ceden calor a servicios (no aquellas que entran a cambiadores proceso-proceso).
- b) Temperaturas inicial y final de todas las corrientes involucradas.
- c) Calores específicos, latentes y/o de reacción de todas las corrientes a integrar.
- d) Flujos másicos.
- e) Compatibilidad química.
- f) Costo de materiales.

5.3. Integración térmica

Con los datos obtenidos de la simulación de proceso, presentada en la sección 4. de este trabajo de tesis, se realizó un estudio de integración térmica para el proceso S-I de General Atomics. A continuación se describe de forma general cómo se llevó a cabo dicho análisis.

5.3.1. Selección de elementos para integración térmica

Para la integración térmica se seleccionaron todas las corrientes de proceso que atravesaban cambiadores de calor no integrados, es decir que utilizaban helio para su calentamiento o agua de enfriamiento para reducir su temperatura.

Los cambiadores proceso-proceso no fueron reevaluados en este estudio, debido a que se consideró adecuado su nivel de integración térmica, sin embargo, no se descarta la evaluación completa de la planta en trabajos futuros.

La selección final de elementos para integración, se puede apreciar en las tablas 8 y 9.

Tabla 8. Elementos que demandan Calor

Equipo	Entrada	Salida	Carga MW
E-309	4	5	5.3
E-215	46	46a	30.2
E-205	89	90	117.1
E-207	91	92	230.9
E-305	112	113	34.6
E-306	118	119	160.6
E-204	88 ^a	89	15.2
		Total:	594.0

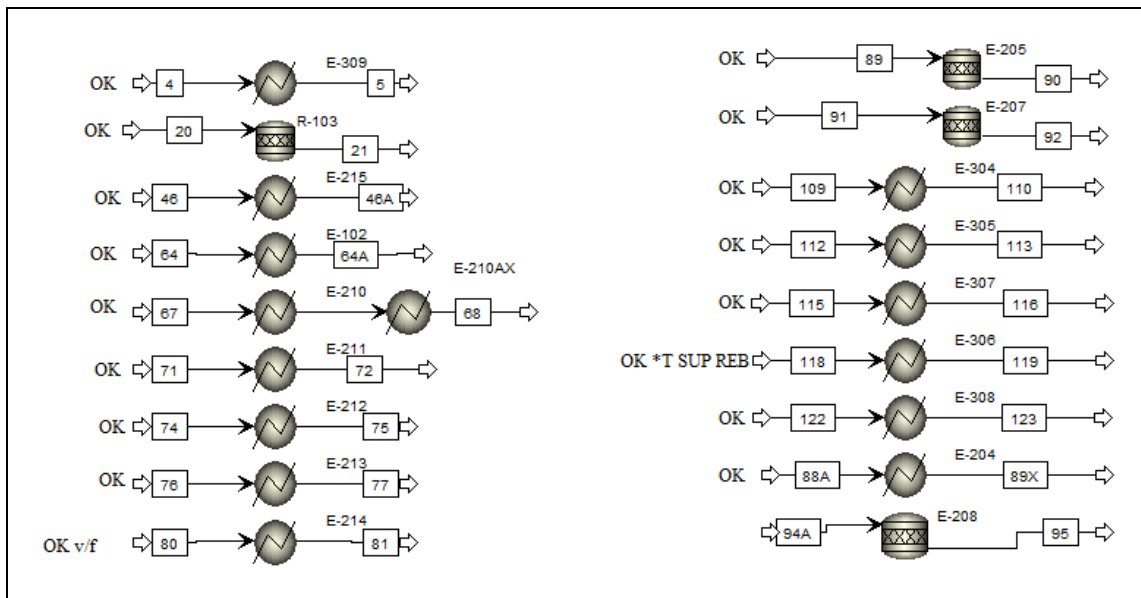
Tabla 9. Elementos que demandan Enfriamiento

Equipo	Entrada	Salida	Carga MW
R-103	20	21	-45.3
E-102	64	64A	-6.3
E-210	67	68	-8.2
E-211	71	72	-12.4
E-212	74	75	-2.4
E-213	76	77	-17.9
E-214	80	81	-39.2
E-304	109	110	-72.8
E-307	115	116	-157.4
E-308	122	123	-18.9
E-208	94 ^a	95	-5.7
		Total:	-386.5

5.3.2. Simulación concurrente de cambiadores de calor y reactores químicos

Con la finalidad de exportar datos a Aspen Pinch, se realizó la simulación de todos los equipos que demandan o ceden calor de manera no integrada, esta simulación se realizó en Aspen Plus y se puede observar su esquema en la figura 20. Nótese, por ejemplo, que el cambiador E-210 ha sido separado en un condensador y un cambiador de calor para optimizar el intercambio térmico a alta temperatura.

Figura 23. Simulación específica para integración térmica



Los valores de carga térmica para los equipos a integración en la sección anterior, corresponden a los valores calculados en esta simulación.

Los parámetros de proceso y las ecuaciones de estado son idénticos respecto a los usados en la simulación general descrita en la sección 4. La razón para realizar una simulación específica de equipos no integrados es que se pueden analizar en mayor detalle térmico y no se exportan datos innecesarios a Aspen Pinch.

5.3.3. Determinación del punto Pinch

Para la determinación del punto Pinch, se debe realizar una segregación entre corrientes frías y corrientes calientes, para poder manejar sus aportaciones energéticas por separado.

De esta manera, las corrientes de cada tipo (calientes o frías) se pueden graficar en una sola corriente, misma que se denominará curva compuesta (caliente o fría), al efectuar la suma de sus cargas térmicas en diferentes intervalos de temperatura.

Para el proceso S-I, se presentan las curvas compuestas caliente y fría en las figuras 24 y 25 respectivamente.

Figura 24. Curva compuesta caliente

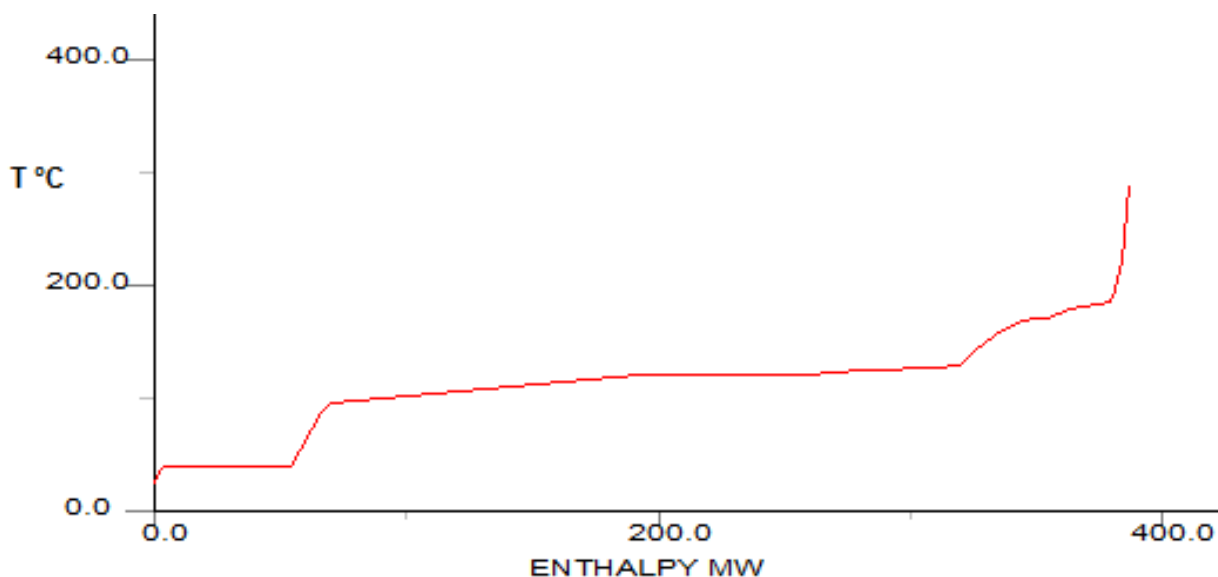
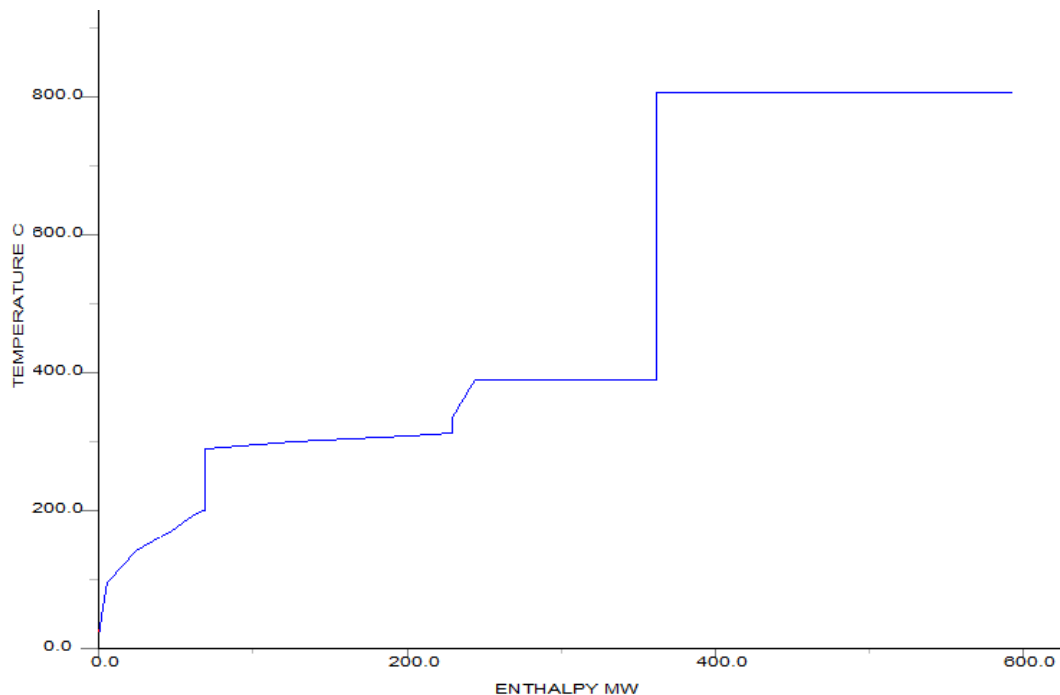


Figura 25. Curva compuesta fría



Estas curvas compuestas sirven para observar de manera gráfica la energía disponible y la energía faltante en el proceso, por ejemplo, en este caso se puede apreciar un requerimiento de 594 MW de calentamiento y 386 MW de enfriamiento, en concordancia con los datos de la tabla 9.

Es importante señalar que en sistemas con alta complejidad o rango de temperaturas amplio, se debe efectuar una segmentación de corrientes, a fin de representar sus propiedades en cada intervalo de temperaturas sin omitir variaciones de capacidad calorífica o comportamiento termomecánico.

Las curvas compuestas normalmente se aproximan en un punto, en el cual su gradiente de temperatura de acercamiento será el mínimo permitido por diseño; en este estudio 5.6°C (10°F).

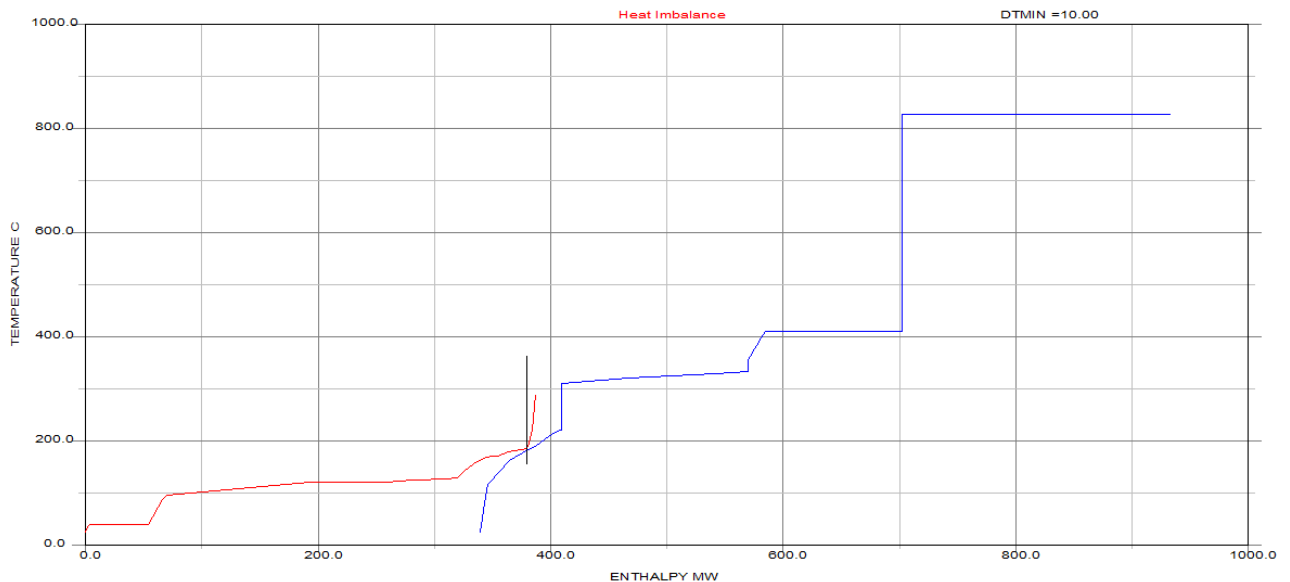
Para el valor de ΔT mínimo, la sobreposición de las curvas compuestas muestra la cantidad máxima de calor que puede recuperarse en el proceso, y la

cantidad mínima de calentamiento y enfriamiento que deben suministrar los servicios de helio de alta temperatura (HAT) y agua de enfriamiento (A.E).

El punto de mínimo acercamiento entre las curvas compuestas se denomina punto Pinch de recuperación de calor. Como se describe en secciones anteriores, este punto es importante porque divide al proceso en dos sistemas termodinámicamente diferentes.

En la figura 26 se muestra el resultado de la sobreposición de curvas compuestas a un ΔT mínimo de 5.6°C.

Figura 26. Punto Pinch

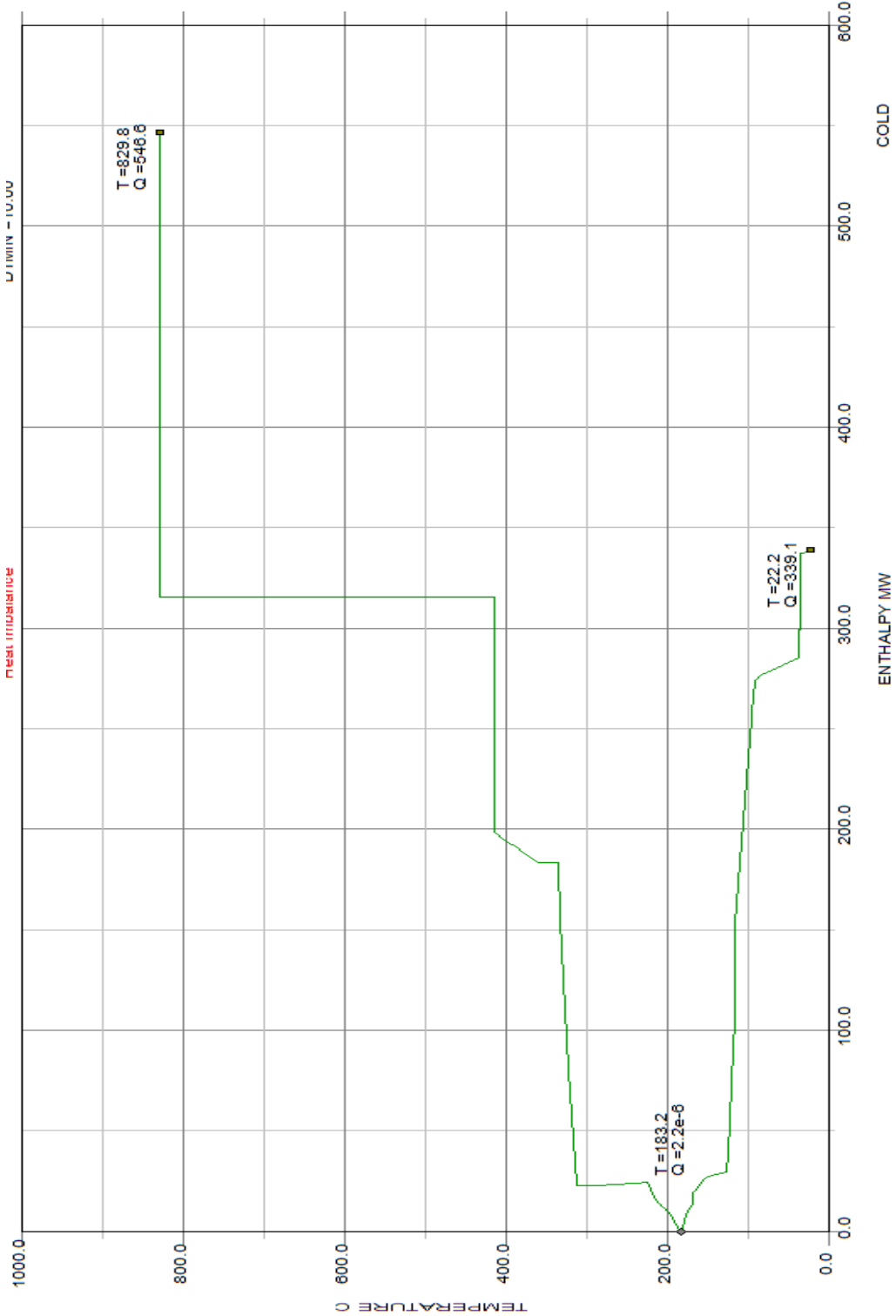


El área en la que ambas corrientes se traslapan representa el calor que se puede integrar, el sector no traslapado se deberá cubrir con servicios auxiliares. La línea que atraviesa perpendicularmente a ambas corrientes, determina el punto Pinch y se localiza en la temperatura de 183.2°C.

Una herramienta importante para la cuantificación de servicios y el análisis de datos es la Gran Curva Compuesta, en ella se pueden observar de manera clara los requerimientos de servicios y la forma de aprovechar el calor por

cascadas térmicas de balances positivos y negativos de entalpía. Esta curva se presenta en la figura 27.

Figura 27. Gran Curva Compuesta



En la curva anterior, se puede observar que el requerimiento mínimo de calentamiento para la producción de 123 ton/día de hidrógeno no es 594 MW (tabla 6. Balance de Materia y Energía), sino 546.6 MW. En el caso de enfriamiento, éste también se reduce desde 386.5 MW a 339.1 MW, produciendo ahorros considerables en agua de enfriamiento.

5.3.4. Red de intercambio de calor integrada

Una vez que han sido identificados los posibles ahorros de energía y servicios, se debe diseñar la red de intercambio térmico que haga posible la integración térmica. Para ello es importante tomar en cuenta aspectos técnicos, económicos y de seguridad.

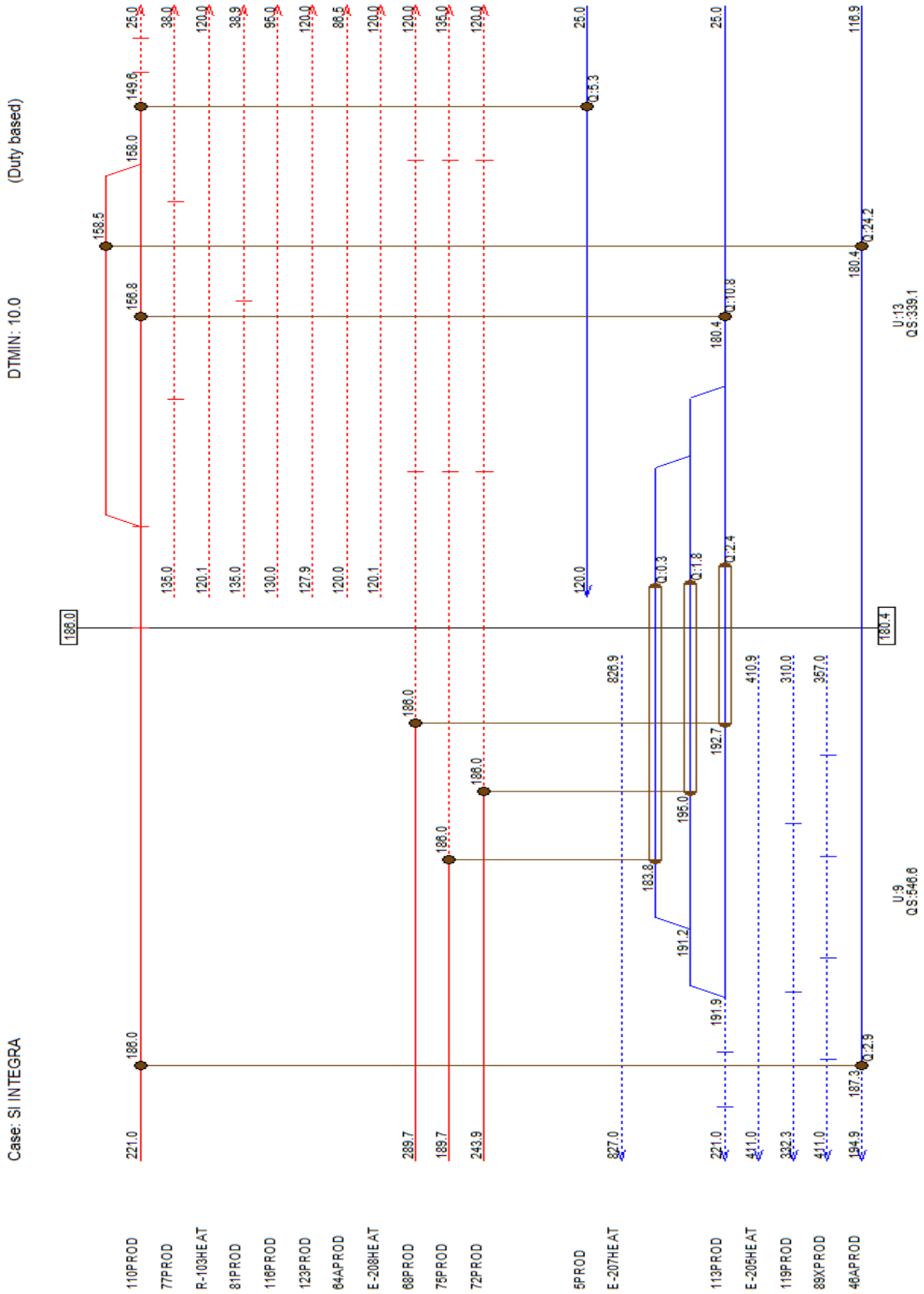
Dada la insipiente investigación en tecnología de materiales para el proceso S-I, la falta de datos económicos confiables y que se tiene el supuesto de que se contará con medidas de seguridad adecuadas, el problema se reduce a la integración puramente térmica.

La filosofía de diseño para los cambiadores de calor se basa en los siguientes postulados:

- a) Seccionar corrientes de alta carga térmica (dividir en paralelo aquellas corrientes con alto flujo).
- b) Preferir el agotamiento térmico de pocas corrientes de proceso, en lugar del intercambio mínimo en varias corrientes. De esta manera se consiguen ahorros en tubería e instrumentación, al tener trenes de intercambio en una sección acotada.
- c) No intercambiar calor a través del punto pinch.
- d) Evitar el uso de HAT por debajo del pinch y de A.E. por encima del mismo

En la figura 28 se muestra la red de intercambio basada en esta filosofía.

Figura 28. Red de Intercambio Integrada



De la figura anterior se puede apreciar que la carga calorífica de la corriente 110 es suficientemente alta como para ser distribuida en 4 cambiadores de calor y aún así requerirá el servicio de agua de enfriamiento.

La condensación de agua de domos en concentradores de ácido sulfúrico, puede ser utilizada para vaporizar parte del reflujo a la columna de destilación reactiva E-305.

En total, se pueden instalar 7 cambiadores de calor con un ahorro neto de 47.4 MW en servicios de HAT y A.E.

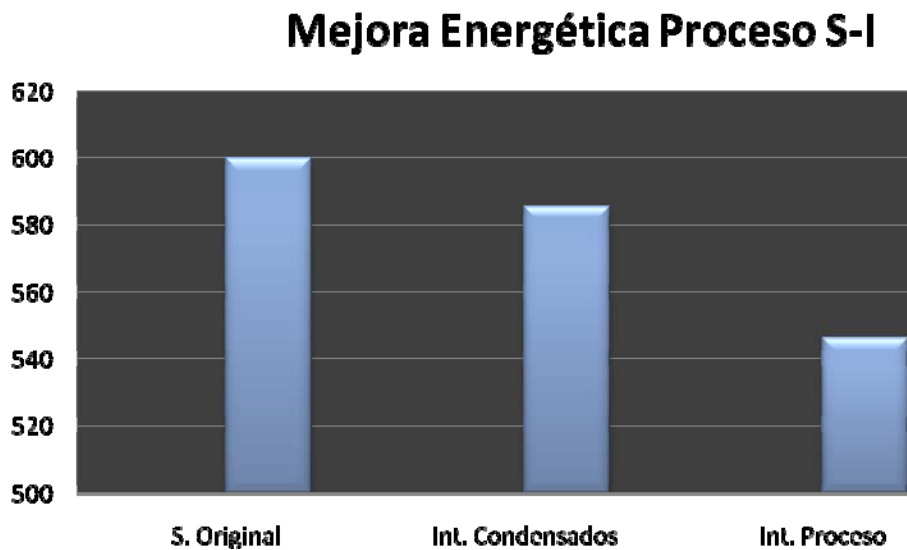
5.3.5. Resultados

Con la adición de 7 intercambiadores de calor, la integración térmica del proceso reduce en 8% el consumo de energía calorífica, incrementando la eficiencia de planta de 34.3 a 37.3%.

El consumo de agua de enfriamiento se reduce en 12% con lo que se reducen también la potencia de bombeo y de carga a torres de enfriamiento.

La figura 29. muestra la reducción en consumo calorífico.

Figura 29. Reducción de consumo energético en MW



Una vez que se han reducido las demandas de calor, existen dos vertientes para la modificación del proceso, una de ellas es la reducción de potencia del reactor nuclear y la otra es el aumento en la producción de hidrógeno manteniendo la potencia del reactor nuclear constante.

En el presente estudio se ha elegido la segunda opción debido, a que de esta manera se pondrán de manifiesto las ventajas de una optimización energética.

Un balance de proceso nos conduce a los siguientes resultados:

Tabla 10. Resultados Principales del BME Optimizado

Concepto	Original	Optimizado
Consumo de calor	594 MW	594 MW
Enfriamiento requerido	386.5	368.5
Producción de hidrógeno	1.426 kg/s (123.2 Ton/día)	1.550 kg/s (133.9 Ton/día)
Humedad del producto	1.24%	1.24%
Producción de oxígeno	11.409 kg/s	12.399 kg/s
Humedad del oxígeno	2.12%	2.12%
Consumo neto de agua	13.101 kg/s	14.237 kg/s
Eficiencia térmica	34.3%	37.3%

Tabla 11. Balance de Helio en Proceso Optimizado

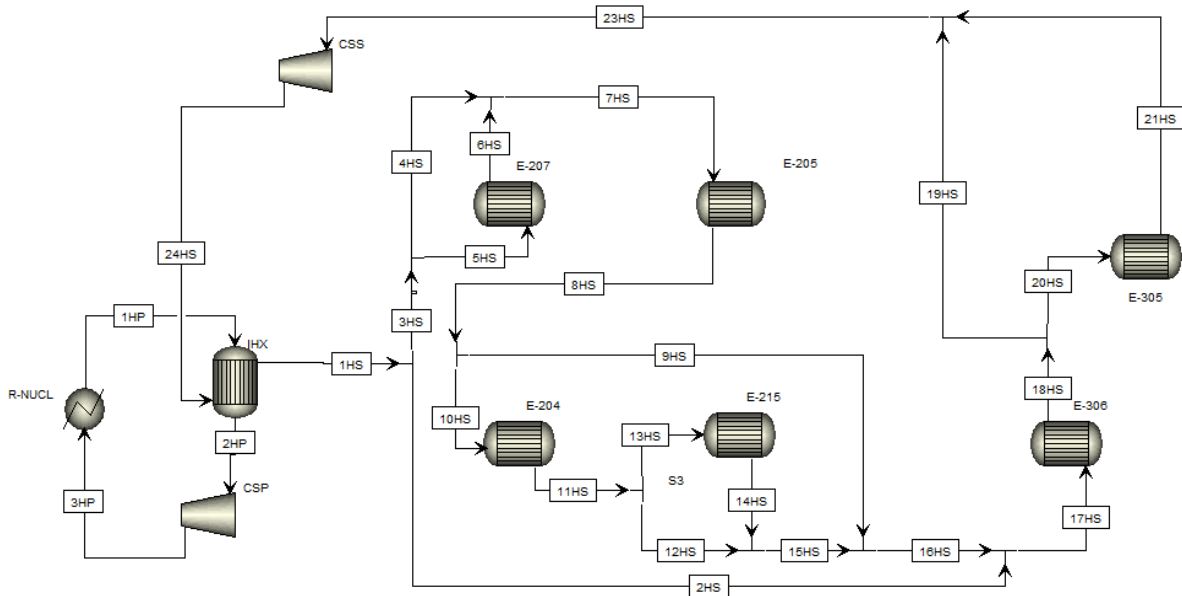
Circuito Secundario	Original	Proceso Optim.
Flujo	206 kg/s	213 kg/s
Temperatura de suministro	833°C	833°C
Temperatura de Retorno	278.7°C	296.9°C
Temperatura Mínima	122°C	193°C
Presión de Suministro	75 bar	75 bar
Pérdida de presión	4 bar	4 bar
No. Intercambiadores	8	8

Manteniendo los suministros de calentamiento y enfriamiento constantes, el incremento en la producción de hidrógeno es de 8.7%, con lo que se mejora la utilidad de la planta, al poder producir más combustible limpio con el mismo gasto energético.

5.4. Red de intercambio térmico Nuclear-Proceso

Después de la integración térmica, se debe modificar la red de intercambio de calor Helio-Proceso, para reflejar adecuadamente los cambios ocurridos. En la siguiente figura se puede apreciar que se ha eliminado el cambiador de calor E-309 (ver figura 18), lo anterior debido a que se pudo integrar el 100% de su carga térmica, como se puede verificar en la figura 28.

Figura 30. Nueva Red de Intercambio Helio-Proceso



El diseño detallado de cada uno de los cambiadores queda fuera del alcance del presente estudio, sin embargo, dada su importancia, se presenta el diseño preliminar del cambiador de calor intermedio IHX. Para ello se han calculado las propiedades térmicas del refrigerante y se ha realizado una optimización sobre la geometría de varios cambiadores en el programa de diseño detallado de cambiadores de calor Aspen B-Jac.

Las ecuaciones empleadas para las propiedades del helio fueron obtenidas de un reporte de la Comisión Danesa de Energía Atómica [77] y se presentan a continuación:

$$\rho = 48.14 \left(\frac{P}{T} \right) \left[1 + 0.4446 \frac{P}{T^{1.2}} \right]^{-1}$$

$$C_p = C_{te} = 5.195 \frac{kJ}{kgK}$$

$$k = 2.682 \times 10^{-3} \left(1 + 1.123 \times 10^{-3} P \right) T^{(0.71(1-2 \times 10^{-1} P))}$$

$$\mu = 3.674 \times 10^{-7} T^{0.7}$$

Donde:

ρ es la densidad en kg/m^3

C_p es la capacidad calorífica a presión constante

K es la conductividad térmica en W/mK

μ es la viscosidad dinámica en kg/ms

P es la presión del helio en bar

T es la temperatura en K

Con las ecuaciones anteriores, se calcularon las propiedades termodinámicas para el helio en un intervalo de 200 a 100°C, para introducir estas curvas al software de diseño y poder modelar el intercambiador de calor intermedio, denominado en esta tesis como EA-100.

La forma en que se introducen datos a B-jac, es similar a la de Aspen Plus, mediante el uso de pantallas gráficas y campos. En la figura 31 se puede observar la pantalla de introducción de datos de proceso para el EA-100.

Figura 31. Definición de IHX en Aspen B-Jac

		Lado Caliente HELIO NUC		Lado frío HELIO PROC	
Nombre de fluido		Adentro	Afuera	Adentro	Afuera
Caudal del fluido, total	kg/s	231		213	
Temperatura	C	900	400	296.9	833
Presión de operación (absoluta)	bar	70		75	
Calor intercambiado	kcal/h				
Caída de presión admisible	bar	2		2	
Resistencia de ensuciamiento	m ² ·h·C/kcal	0.000023		0.000023	

La definición de un problema sigue números pasos, entre los cuales se debe seleccionar el tipo de cambiador de calor y los materiales empleados. Para este estudio se definió el tipo AES (Canal con cubierta removible, con un solo paso y cabeza flotante con anillo de soporte) y como materiales acero al carbón HTR (resistente a altas temperaturas) para coraza y tubos de tipo tubo flus.

El número de secciones se limitó a un solo paso, con la finalidad de evitar el cruce de temperaturas y con ello el uso de unidades en serie. Al emplear un solo paso, los cambiadores calculados podrán tener arreglo en paralelo pero no serán necesarias baterías en serie.

El diámetro externo se permite fluctuar en un valor de 5 a 10 m, para reducir el número de cambiadores en paralelo, mientras que el valor de longitud se establece en el rango de 6 a 15 m; esto último con la finalidad de respetar valores mecánicos recomendados de relación L/D.

De no especificarse estos valores, el programa inicia las iteraciones con un valor default de 200 cm para el diámetro y longitudes menores a 4 m.

El procedimiento para obtener un diseño óptimo es iterativo, aun con el uso del software especializado, por lo que no existe una regla específica para este proceso. El diseño obtenido después de varias modificaciones a los archivos de entrada y a los rangos de diámetro y longitud se muestra en la figura 32. como iteración 10, con un valor aproximado de \$38.9 MMUSD (dato de simulación).

Figura 32. Definición de IHX en Aspen B-Jac

Estatus del Programa										
HETRAN -> Starting the calculation...										
Shell Size	Tube Actual	Length Reqd.	Pressure Drops		Baffle Spacing	Tube No.	Tube Pass No.	Units		Total Price
mm	mm	mm	kg/cm2	kg/cm2	mm			P	S	USD
1	5650	8400	8025	4.840*	0.047	708	10	1	12454	2 1 35719K
2	5700	8400	7957	4.741*	0.046	708	10	1	12799	2 1 36622K
3	5750	8400	7871	4.618*	0.043	708	10	1	13266	2 1 37642K
4	5750	7900	8001*	1.538	0.042	639	4	1	13266	2 1 37095K
5	5750	8400	7871	4.618*	0.043	708	10	1	13266	2 1 37642K
6	5800	8400	7800	4.521*	0.042	708	10	1	13665	2 1 38574K
7	5800	7900	7925*	1.509	0.040	639	4	1	13665	2 1 38017K
8	5800	8400	7800	4.521*	0.042	708	10	1	13665	2 1 38574K
9	5850	8400	7749	4.429*	0.041	708	10	1	13975	2 1 39429K
10	5850	7900	7870	1.493	0.039	639	4	1	13975	2 1 38862K

HETRAN -> Calculation is done.

La sección de intercambio de este equipo tiene 7.9 m de longitud y 5.85 m de diámetro exterior. Debido al alto flujo de helio de calentamiento, se requieren dos cambiadores en paralelo para minimizar las pérdidas por presión en coraza.

El área de intercambio de calor se calcula en 12,803 m², dividida entre los dos cambiadores arreglados en paralelo, cada uno de ellos con un área de intercambio térmico de 6,401.5 m².

Un esquema preliminar del cambiador de calor intermedio se muestra a continuación en las figuras 33 y 34.

Figura 33. Diagrama Dimensional de EA-100

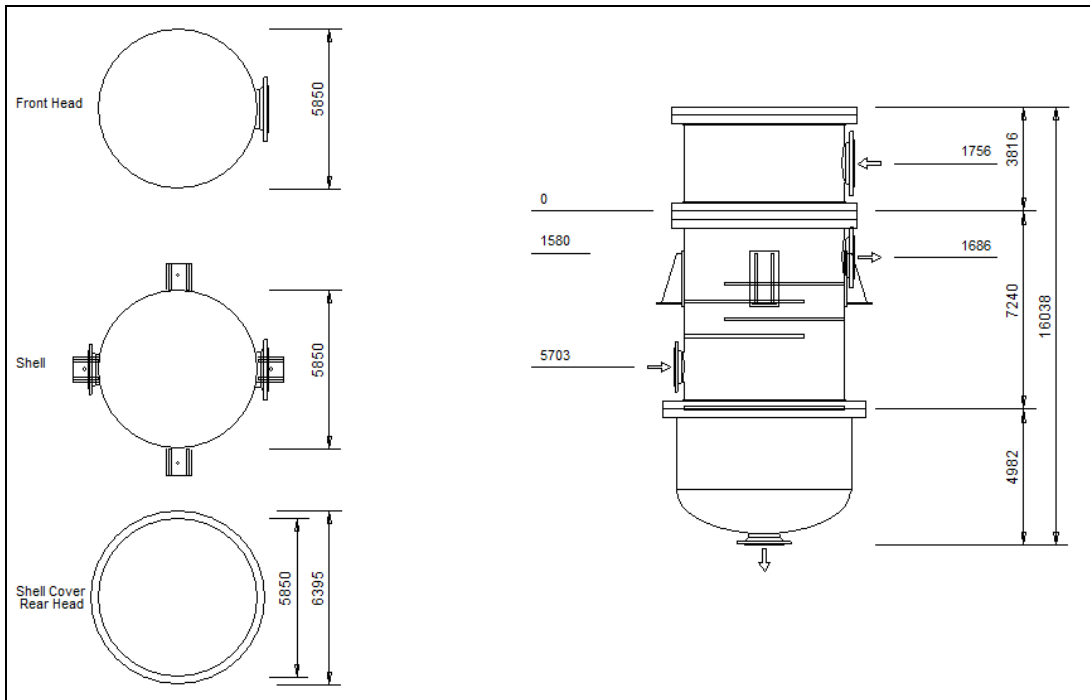
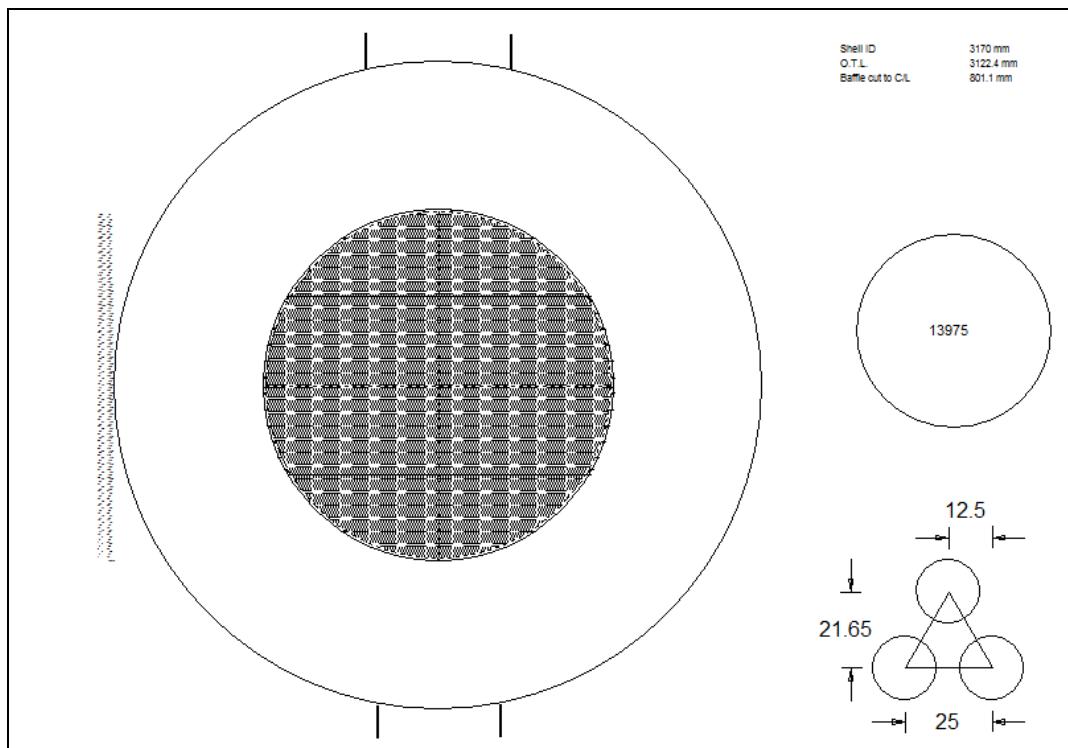


Figura 34. Arreglo de Tubos EA-100



La importancia de este equipo, radica en su funcionamiento como barrera de migración radioactiva entre el núcleo del reactor PBMR y los cambiadores de calor de la planta química.

Se diseña con diferencial de presión de 5 bar, con menor presión del lado nuclear, para propiciar que ante una ruptura de tubos en el IHX no escape el helio de refrigeración sino el de calentamiento.

La hoja de datos, de acuerdo a especificación TEMA de este cambiador, se presenta en el apéndice B de esta tesis.

Capítulo VI

Análisis de seguridad

6.1. Estudio de peligros y operatividad de la planta nuclear-química

El estudio de peligros y operatividad (HAZOP) es una herramienta para la identificación de peligros y problemas operativos, basada en el análisis de documentos de diseño y en las experiencias previas de un grupo de ingeniería de todas las disciplinas involucradas en el proyecto.

Los documentos que sirven como base para el análisis son todos aquellos constructivos y operativos. Entre estos documentos se pueden citar los siguientes, por su importancia:

- a) Diagrama de flujo de proceso (DFP)
- b) Diagrama de tuberías e instrumentación (DTI)
- c) Arreglo general de planta
- d) Arreglos de tubería
- e) Lógicas de control

En el desarrollo del estudio HAZOP debe participar personal calificado y con experiencia de al menos las siguientes disciplinas: Proceso, Civil, Instrumentación y Tuberías, aunque, como ya se mencionó, es preferible que aporten todas aquellas personas involucradas en el proyecto.

Cuando se carece de los documentos citados anteriormente, se puede realizar un estudio HAZOP preliminar, sin el mismo nivel de detalle, pero válido para la identificación gruesa de peligros y puntos críticos en el diseño de proceso. Este estudio puede servir como base para el diseño de sistemas de seguridad y para la construcción adecuada de diagramas de tubería e instrumentación, dicho de otra manera, se puede realizar en un proceso de retroalimentación.

6.1.1. Delimitación de fronteras

Para el estudio de identificación de peligros y operatividad, se ha dividido el proceso en 5 secciones o nodos. Como se puntualizó en la sección anterior, el detalle del presente análisis es grueso y por tanto, las secciones son amplias.

Los nodos empleados para análisis son:

- a) N1.- Comprendiendo el sistema de potencia, con sus elementos de control y acción periférica hasta el límite de bridas de intercambiadores de calor intermedio.
- b) N2.- Esta sección abarca desde los IHX's (inclusive) hasta los cambiadores proceso-helio, conteniendo sus elementos de control y sistemas periféricos.
- c) N3.- El nodo 3 cubre la sección I del proceso S-I, incluyendo las corrientes y equipos mostrados en la figura 12, exceptuando las corrientes: 8, 43, 64, 83, 98, 101 y 125. Para las corrientes excluidas, se retoma el alcance de sección a partir de la brida de llegada o salida de equipo o "tee unión".
- d) N4.- El nodo 4 cubre la sección II, incluyendo las corrientes y equipos mostrados en la figura 13, agregando la corriente 43. Todas las corrientes son consideradas hasta la brida de llegada a equipo o "tee unión" en cualquier otro diagrama.
- e) N5.- El nodo 5 cubre la sección III, incluyendo las corrientes y equipos mostrados en la figura 14. Todas las corrientes son consideradas hasta la brida de llegada a equipo o "tee unión" en cualquier otro diagrama, en específico, para la corriente 1 se considera hasta la brida de descarga del patín de desmineralización/deionización.

6.1.2. Palabras guía y parámetros de proceso

Por medio del uso de palabras guía, en conjunto con parámetros de proceso, se pueden establecer las desviaciones del estado normal, que puedan provocar situaciones peligrosas en la operación de una tecnología.

Un ejemplo de combinación de palabra guía con parámetro de proceso es “mayor temperatura”, una situación en la que la temperatura se incrementa más allá de un valor umbral puede producir una explosión o daño mecánico-estructural en equipos mayores.

Ejemplo de palabras guía son:

- a) No
- b) Mayor (más)
- c) Menor (menos)
- d) Inverso, etc

Ejemplo de parámetros de proceso son:

- a) Temperatura
- b) Presión
- c) Reactividad química
- d) Potencia, etc.

6.1.3. Definición de desviaciones, consecuencias y salvaguardas

La elaboración del estudio HAZOP representativo del proceso S-I de General Atomics, acoplado a un reactor nuclear de tipo PBMR, se presenta a continuación.

Nodo N1, "Sistema de Potencia -Reactor Nuclear a Bridas de IHX"				
Palabra Guía	Parámetro	Posible causa de desvío	Posibles consecuencias	Acción Sugerida
No	Flujo	Disparo de Compresor de circulación forzada (CCF1)	Incremento gradual de Temperatura en reactor nuclear Pérdida de funcionalidad de IHX Aumento de presión en ciclo primario de enfriamiento	Compresor 3x2 OT-S (3 instalados, 2 en Op. y uno en espera) Paro seguro de planta química Actuación del sistema de inventario de Helio (SIH), Válvulas de relevo (RV's) y discos de ruptura (RD's)
Menor	Flujo	Fallo en el SIH	Calentamiento gradual del núcleo de reactor. Mayor temperatura en helio de lazo primario Menor potencia transferida en IHX	Sistema de autodiagnóstico del SIH e instrumentación del lazo primario. Ajuste de flujos en planta química Válvulas de aislamiento para el IHX
Menor	Presión	Fuga menor de helio de enfriamiento Fallo en CCF1 Fallo en SIH	Incremento súbito de temperatura en el reactor nuclear Pérdida inmediata de funcionalidad en IHX Fuga de helio de circuito secundario por contrapresión Generación de atmósfera sofocante	Actuación de válvulas de aislamiento del SIH Apagado de emergencia del reactor Paro de emergencia de planta química
No	Presión	Fuga catastrófica de helio en lazo primario	Generación de atmósfera sofocante Incremento rápido de temperatura de reactor hasta valor máximo (1600°C) Entrada de aire al sistema Incendio de grafito en el reactor nuclear	Sistema de aislamiento e inertización del núcleo **No se contemplan sistemas activos de enfriamiento en este tipo de reactor
Mayor	Radioactividad	Combustible Dañado o fisurado	Liberación de radioactividad (debe combinarse con sobrepresión y desfogue)	Instalación de sensores de radioactividad en ciclo primario, independientes de los del Sistema de control principal (SCP) Actuación del sistema de manejo y control de combustible (SMCC) Disposición controlada de elementos combustibles dañados
Mayor	Corrosión	Humedad en Tanques de Helio	Daño a elementos mecánicos de sistema de potencia con eventual fallo catastrófico	Instalación de detectores de humedad en ciclo primario. Secado de Helio de SIH
No	Potencia	Actuación errónea de sistema de apagado y control del reactor	Pérdida de función en EA-100	Válvulas de aislamiento de lazo primario. Paro de emergencia de planta química

Mayor	Temperatura	Menor carga térmica en lado proceso Pérdida de conectividad con cambiadores de proceso S-I Fallo de SIH	Deflexiones termomecánicas en conexión a IHX Mayor erosión en línea de lazo primario y en accesorios por incremento de velocidad	Instalación de juntas de expansión
Menor	Temperatura	Mayor carga térmica en lado proceso Fallo de SIH	Daño mecánico a elementos de combustible por contracción térmica	Válvulas automáticas de desvío en IHX Control de flujo en lazo primario

Nodo N2, "Interconexión Nuclear/Proceso -Bridas de IHX lado nuclear a Bridas de HX's lado Proceso"				
Palabra Guía	Parámetro	Posible causa de desvío	Posibles consecuencias	Acción Sugerida
No	Flujo	Disparo de compresor de circulación forzada (CCF2)	Incremento gradual de Temperatura en reactor nuclear Pérdida de funcionalidad de IHX Aumento de presión en ciclo primario de enfriamiento Pérdida de funcionalidad de reactores y HX's lado proceso	Compresor 2x2 OT (2 instalados, 2 en Op. al 50%) Paro seguro de planta química Actuación de los sistemas de inventario de Helio Proceso(SIHP) y Helio Nuclear (SIH)
Menor	Flujo	Fallo en el SIHP	Calentamiento gradual del núcleo de reactor. Mayor temperatura en helio de lazo primario Menor potencia transferida en IHX Menor potencia transferida a HX's	Sistema de autodiagnóstico del SIH e instrumentación del lazo secundario. Ajuste de flujos en planta química Válvulas de desvío para el IHX
Menor	Presión	Fuga menor de helio de calentamiento Fallo en CCF2 Fallo en SIHP	Generación de atmósfera sofocante Pérdida de reactividad en E-207 Reacción violenta por retorno concurrente de ácido sulfúrico concentrado y agua a reactor Bunsen Daño mecánico a equipos corriente debajo de E-207 Pérdida de balance en C-301 por retorno frío líquido en fondos y pérdida de fase gas en retorno de domos. Inundación de domos por pérdida de funcionalidad de E-305	Instalación de detectores de fugas de helio en lazo secundario. Actuación de válvulas de aislamiento del SIHP Válvulas automáticas de aislamiento en circuitos de distribución de helio en lazo secundario. Apagado retardado de reactor nuclear Aislamiento automático de E-207 Paro de emergencia de planta química

No	Presión	Fuga catastrófica de helio en lazo secundario	Generación de atmósfera sofocante Incremento rápido de temperatura de IHX con deflexiones mecánicas.	Sistema de aislamiento de IHX Apagado inmediato de reactor nuclear
Mayor	Corrosión	Humedad en tanques de helio	Daño a elementos mecánicos de sistema de calentamiento a proceso, con eventual fallo catastrófico Mezcla de helio de ambos lazos por ruptura de IHX	Instalación de detectores de humedad en ciclo secundario Secado de helio de SIHP
Mayor	Temperatura	Menor carga térmica en lado proceso Fallo de SIHP Daño en válvulas controladoras de temperatura	Deflexiones termomecánicas en conexión a IHX Mayor erosión en línea de lazo secundario y en accesorios por incremento de velocidad Pérdida de balance térmico ciclo secundario.	Ajuste de flujos en planta química Sistema de autodiagnóstico de válvulas controladoras Aislamiento automático de HX's Paro de planta química
Menor	Temperatura	Mayor carga térmica en lado proceso Fallo de SIHP Daño en válvulas controladoras de temperatura	Pérdida de funcionalidad en HX's	Ajuste de flujos en planta química Autodiagnóstico del SHIP Aislamiento automático de HX's Paro de planta química

Nodo N3, "Sección Bunsen"				
Palabra Guía	Parámetro	Posible causa de desvío	Posibles consecuencias	Acción Sugerida
Menor	Reactividad química	Desactivación de catalizador Ruptura en alguna línea de suministro a R-103	Incremento de PH en reactor químico Contaminación de oxígeno con óxidos de azufre y posibles emisiones de éstos a la atmósfera Ataque corrosivo a elementos mecánicos	Aislamiento del reactor Interruptores de paro por baja presión Interruptores de cierre de válvulas por alta concentración de óxidos de azufre
Mayor	Temperatura	Pérdida de agua de enfriamiento	Pérdida de reactividad química Daño a bombas de proceso	Instalación de sistema redundante de agua de enfriamiento
Menor	Presión	Ruptura de línea de proceso	Generación de atmósferas tóxicas Fatalidades en personal de la planta Formación de nubes Tóxicas	Instalación de sensores de fuga Instalación de sistemas de aspersión/mitigación química Válvulas de aislamiento automáticas

Nodo N4, "Sección Ácido Sulfúrico"				
Palabra Guía	Parámetro	Posible causa de desvío	Posibles consecuencias	Acción Sugerida
Menor	Reactividad química	Pérdida de helio de calentamiento en sección de reacción (E-203 al E-207) Pérdida de actividad catalítica	Ataque corrosivo a elementos mecánicos del E-207 y corriente abajo	Detección de baja concentración / aislamiento de equipos mecánicos
Mayor	Temperatura	Ruptura en cambiador helio-proceso, con migración de helio a proceso	Derrame corrosivo por estrés mecánico Migración de óxidos de azufre por difusión a lazo secundario de helio con su consecuente corrosividad a IHX	Radiografiado periódico de cambiadores de calor Instalación de sensores de acidez en lazo secundario
Menor	Concentración	Pérdida de helio en E-215 Menor presión en sistema de concentración de alta presión Pérdida de vacío en C-201	Ataque corrosivo a elementos mecánicos del C-201 y corriente abajo	Detección de baja concentración / aislamiento de equipos mecánicos
Menor	Vacío Pre P-201	Pérdida de funcionalidad en sistema de vacío Falla de agua de enfriamiento a E-214	Ataque corrosivo a elementos mecánicos del C-201 y corriente abajo	Detección de baja concentración / aislamiento de equipos mecánicos
Menor	Presión Post P-201	Ruptura mecánica de algún elemento entre P-201 y S-205	Desbalance de ciclo con pérdida de reactividad en R-103 Sobrecalentamiento de cambiadores de calor E-203 al E-207 con posible explosión Derrames con ataque corrosivo a elementos estructurales Formación de atmósferas explosivas por liberación de hidrógeno al reaccionar el ácido con metal Formación de nube tóxica Fatalidades en personal operativo de planta	Instalación de interruptores de paro de planta por baja presión Instalación de sensores de fuga de ácido sulfúrico y óxidos de azufre Instalación de sistemas de aspersión/mitigación química Válvulas de aislamiento automáticas

Nodo N5, "Sección Hix's"				
Palabra Guía	Parámetro	Posible causa de desvío	Posibles consecuencias	Acción Sugerida
Menor	Reactividad química	<p>Pérdida de helio de calentamiento en fondos de columna C-301</p> <p>Pérdida de agua de enfriamiento en E-304</p> <p>Pérdida de actividad catalítica</p> <p>Inundación de etapas en C-301</p>	<p>Contaminación del hidrógeno producto con yoduro de hidrógeno</p> <p>Desbalance térmico de planta química/nuclear</p>	<p>Aislamiento de C-301</p> <p>Instrumentos de análisis de hidrógeno producto</p>
Mayor	Temperatura	<p>Pérdida de agua de enfriamiento en E-307</p> <p>Ruptura en cambiador helio-proceso, con migración de helio a proceso</p>	<p>Derrame corrosivo por estrés mecánico</p> <p>Migración de compuestos iodados por difusión a lazo secundario de helio con su consecuente corrosividad a IHX</p>	<p>Radiografiado periódico de cambiadores de calor</p> <p>Instalación de sensores de acidez en lazo secundario</p>
Menor	Presión Pre C-301	Ruptura mecánica de algún elemento entre P-301 y C-301	<p>Desbalance de ciclo con pérdida de reactividad en R-103</p> <p>Derrames con ataque corrosivo a elementos estructurales</p> <p>Formación de atmósferas explosivas por liberación de hidrógeno al reaccionar el ácido con metal</p> <p>Formación de nube tóxica</p> <p>Fatalidades en personal operativo de planta</p>	<p>Instalación de interruptores de paro de planta por baja presión</p> <p>Instalación de sensores de fuga de ácido sulfúrico y óxidos de azufre</p> <p>Instalación de sistemas de aspersión/mitigación química</p> <p>Válvulas de aislamiento automáticas</p>
Menor	Presión Post C-301 (inclusive)	Ruptura mecánica de algún elemento entre C-301 y almacenamiento de hidrógeno	<p>Explosión por hidrógeno</p> <p>Incendio por hidrógeno</p>	<p>Aislamiento automático de planta</p> <p>Sistema contra incendios</p> <p>Barrera civil (muro) entre planta de HIX's y plantas bunsen, ácido sulfúrico y nuclear</p>

6.1.4. Evento crítico

Del análisis HAZOP se puede observar que hay numerosos equipos y sistemas que requieren sistemas de mitigación activos. De ellos, se ha seleccionado para su análisis detallado el caso de fuga de ácido sulfúrico, debido a sus múltiples consecuencias de seguridad, económicas y de connotación social [78].

6.2. Diseño de sistema de mitigación apoyado en APS para Sección II de proceso S-I

Para llevar a cabo la segunda reacción (Sección II, Descomposición de Ácido Sulfúrico), se requiere concentrar el ácido sulfúrico de la primera sección de 20% a 90% en fracción masa. Esto se lleva a cabo en tres sistemas concentradores que consisten en tren de flasheo isobárico, tren de flasheo isoentálpico y destilación al vacío. Una vez concentrado, se eleva su presión y temperatura hasta 7 bar y 827°C para lograr las condiciones necesarias para el avance de reacción [62].

Las altas temperaturas de operación requeridas en esta sección, aunadas a la necesidad de fuentes de energía primaria libres de carbono, hacen inmejorables a los reactores nucleares de alta temperatura enfriados por helio como primera opción para el suministro de energía al proceso.

En el caso en que existiera ruptura en alguno de los elementos mecánicos de esta sección, se produciría la formación de un charco de ácido concentrado y la liberación simultánea de óxidos de azufre, posterior a esta liberación, y en ausencia de sistemas de mitigación, se formaría una nube ácida [79] sumamente peligrosa debido a su alta toxicidad ($LC50 = 320 \text{ mg/m}^3/2\text{hr}$) [80].

Es precisamente en esta segunda sección, donde los riesgos por fuga de ácido sulfúrico y óxidos asociados demandan un sistema especial de mitigación, mismo que tenga como finalidad evitar la formación de nubes tóxicas y su consecuente afectación a la población civil de los alrededores, como sucedió en octubre de 2008, cuando una fuga de ácido sulfúrico concentrado, en la planta de Indspec Chemical Corporation, provocó la evacuación de más de 2,500 personas en el estado de Pennsylvania, Estados Unidos [81].

Para este tipo de sistemas de mitigación, el Análisis Probabilístico de Seguridad (APS) se puede emplear como una herramienta de evaluación y retroalimentación de diseños elaborados inicialmente en base a reglas y criterios de ingeniería, teniendo como resultado un diseño enriquecido por aspectos

estadísticos y que cumpla con los niveles aceptables de riesgo para una planta en operación normal.

Al realizar estudios APS de este tipo, en donde se requieren: la cuantificación de eventos tope, análisis de sensibilidad y manejo dinámico del sistema propuesto, la complejidad de procesamiento de datos y cálculos, hacen necesario el uso de plataformas computacionales adecuadas, como el paquete para procesamiento de APS SAPHIRE® 6.0, desarrollado por Idaho National Laboratory para la Comisión Reguladora Nuclear de los Estados Unidos, y que es empleado en el presente trabajo [82].

Mediante el uso de SAPHIRE® 6.0, se puede definir el sistema e introducir datos en forma clara y gráfica para su posterior procesamiento y análisis detallado.

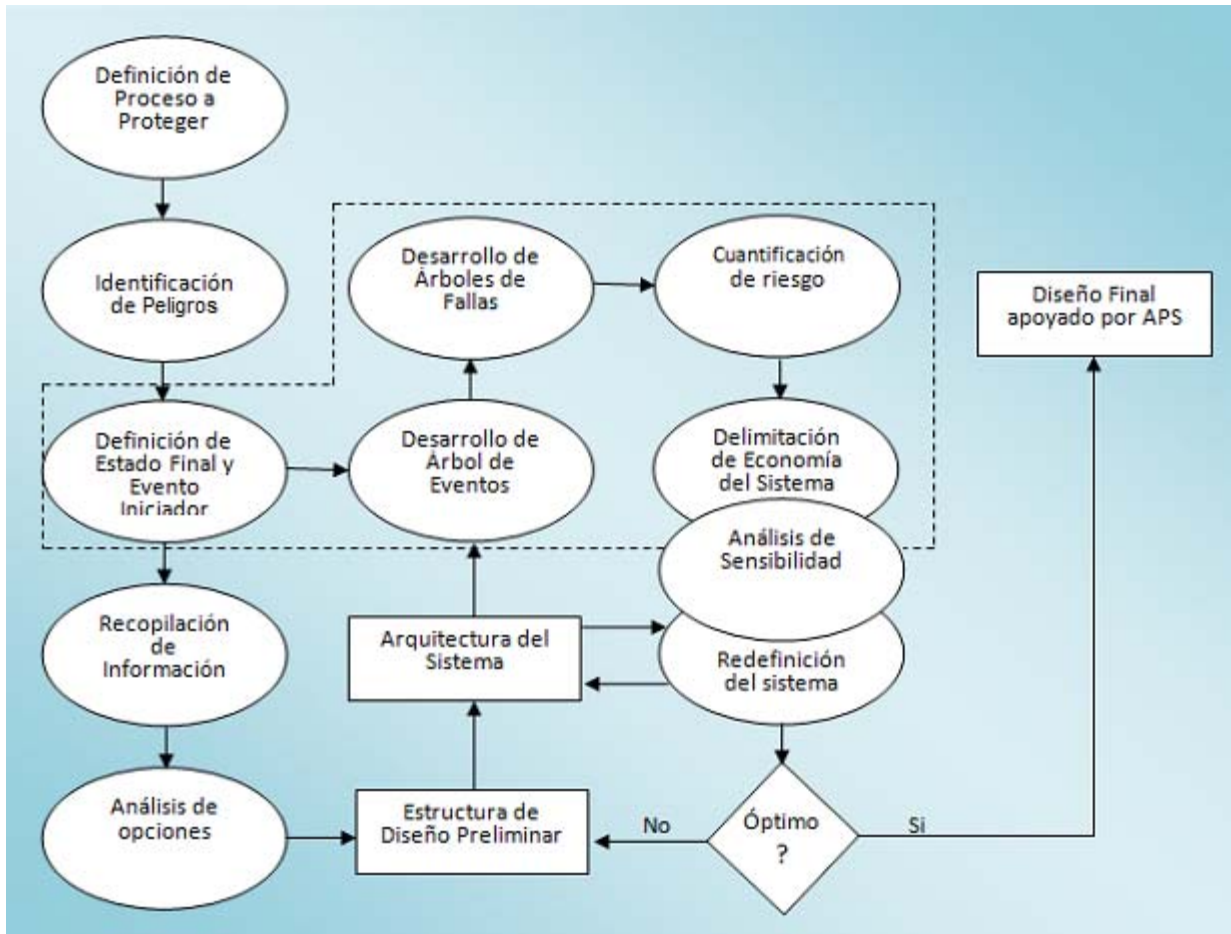
6.2.1. Metodología de diseño asistido por APS

La metodología de diseño de sistemas de mitigación que se propone en el presente trabajo es una conjunción simplificada de técnicas existentes, basada en la retroalimentación dinámica de ingeniería de proceso y análisis probabilístico de seguridad, que tiene la finalidad de desarrollar sistemas confiables y eficaces en la mitigación de consecuencias ante eventos no deseados, empleando una menor cantidad de cálculos e iteraciones al tenerse un proceso secuencial.

El diseño del sistema sigue una secuencia lógica, que inicia en la identificación de riesgos desde un diagrama de flujo de proceso, pasando por la propuesta inicial de sistema de protección, y culminando en el diseño final de dicho sistema, como se muestra en la figura 35. Debe señalarse que este proceso cubre la totalidad de sistemas de mitigación de la planta, sin embargo, en el presente estudio únicamente se presenta un caso correspondiente a una fuga de ácido en la Sección II del proceso S-I de General Atomics, ya que este evento se identificó como crítico en la sección anterior.

Cabe señalar que este caso corresponde a riesgos durante operación y no cubre otros estados como paros y arranque de planta.

Figura 35. Proceso de diseño apoyado en APS [78]



Los primeros dos pasos: definición del proceso a proteger e identificación de peligros, se han realizado en las secciones anteriores por metodología HAZOP. Los demás pasos son presentados en esta sección.

6.2.2. Recopilación de información

Para este proceso, la recopilación de información obedece a las siguientes preguntas básicas:

- a) ¿Cómo se puede atacar el problema?
- b) ¿Qué tanto de cada recurso se requiere para tener éxito?

- c) ¿Existen sistemas de mitigación probados y aceptados para este problema?
- d) ¿Cuál es el nivel de riesgo permitido?
- e) ¿Cuál de las opciones es la mejor?
- f) ¿Se puede combinar el efecto de dos o más opciones?

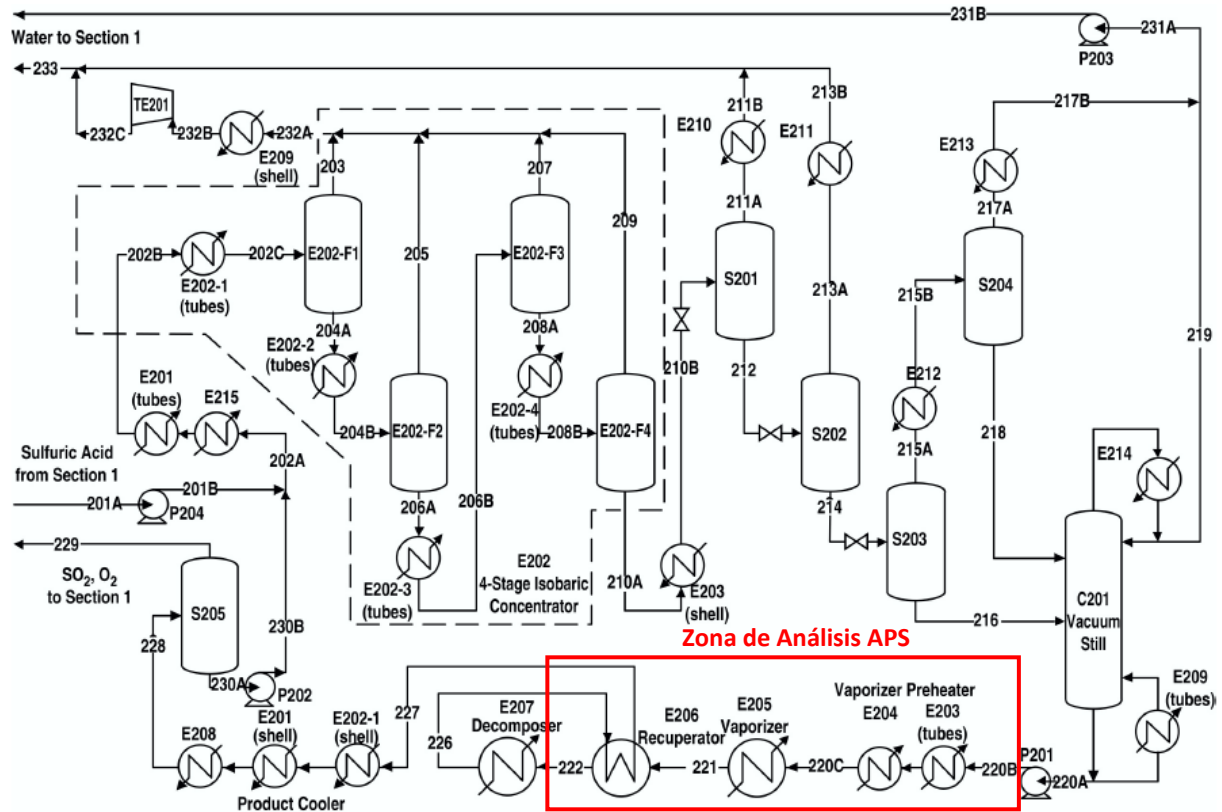
6.2.3. Delimitación física del área de acción

Aunque el ácido obtiene su concentración final de 90% en los fondos de la columna de destilación, la presión negativa en este equipo minimiza la posibilidad de fugas mayores en esta sección.

La región que se considera en el análisis es la que se encuentra entre el sistema de bombeo de fondos de columna C201 y el reactor E207, debido a las altas condiciones de acidez, presión y temperatura en esta parte del proceso S-I (ac. 90%, T hasta 1100K y 7 bar)[62].

En la figura 36 se indica, enmarcada en un cuadro en la parte inferior izquierda, la región del equipo que será cubierta por el sistema de mitigación de emergencia.

Figura 36. Zona de análisis APS



6.2.4. Diseño preliminar de sistema

Una vez recopilada la información necesaria para mitigar fugas de ácido sulfúrico, se propone un sistema integrado por tres barreras de protección que se describen a continuación.

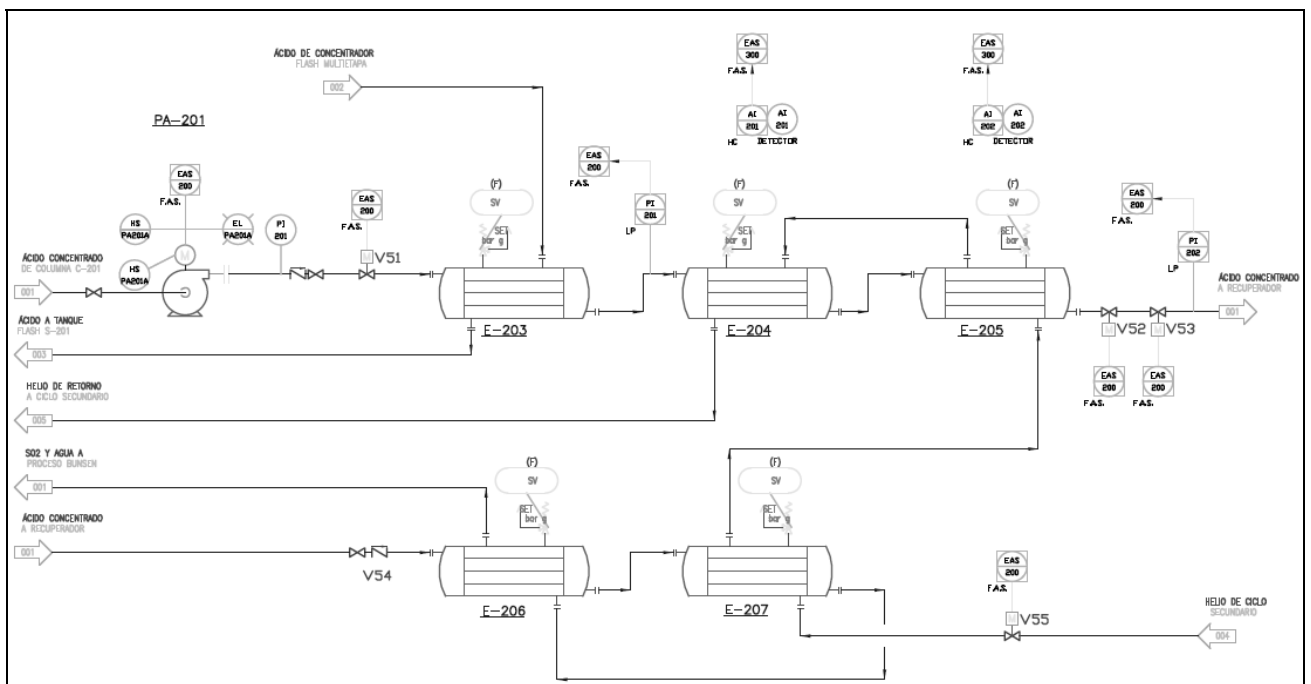
6.2.4.1 Sistema Primario

El sistema primario consiste en el aislamiento del reactor de descomposición de ácido sulfúrico para evitar el flujo inverso y escape de óxidos en estado gaseoso. Se compone de una válvula especial tipo retención (check) y dos válvulas de corte dispuestas en serie y operadas de manera motorizada. Adicionalmente, el sistema cuenta con un disparo operado por baja presión para detener bombas de ácido sulfúrico, aislar el sistema y detener el flujo de helio hacia el reactor y los calentadores (Lógica de aislamiento EAS-200).

Un precursor del evento de interés será la falla de aislamiento en cualquiera de los puntos terminales, ya sea del bombeo al tren de calentamiento, del reactor al mismo tren, o de suministro de helio. Lo anterior debido a que: en el primer supuesto, el flujo de ácido sulfúrico a derrame será mayor que el permisible. En el segundo, existirá una emisión de óxidos de azufre en estado gaseoso proveniente del reactor de descomposición y en el tercero, el flujo de helio a cambiadores estancados produciría un aumento de emisiones.

El respaldo de energía eléctrica de este sistema es el generador de emergencia de la sección de descomposición de ácido sulfúrico. El disparo del sistema se da por los detectores de baja presión PI201 y PI202. El diagrama de este sistema primario se muestra en la figura 37.

Figura 37. Sistema de aislamiento



6.2.4.2 Sistema de neutralización

Si por algún motivo llegara a fallar el sistema primario, entonces ocurriría una fuga mayor de compuestos ácidos que tendría que ser tratada para evitar la formación de nubes tóxicas. La primera barrera de tratamiento que se ha

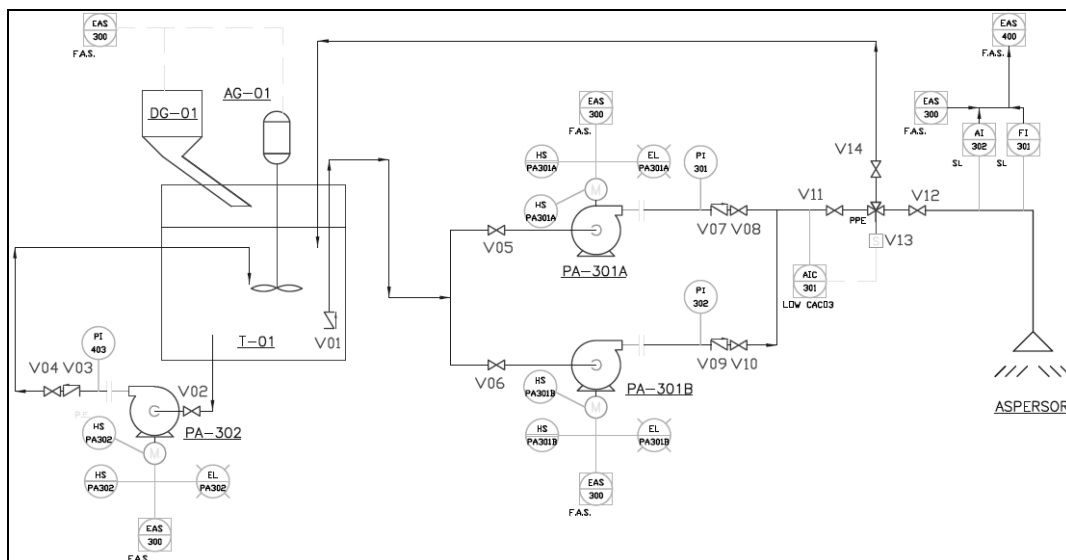
propuesto en este estudio es un sistema de neutralización ácida, a partir de una dilución de carbonato de calcio en agua.

El sistema se compone de una tolva automática con carbonato de calcio que se agrega por el sistema de detección de fugas a un tanque de agua de dilución, donde un mezclador eléctrico incorpora y homogeniza la mezcla; a falla del mezclador se contará con una bomba diesel que incorporará la mezcla por recirculación turbulenta.

Una vez que la solución sale del tanque de homogenización, la bomba predeterminada (otra bomba en reserva) enviará la solución por la línea principal hasta aspersores en el área de descomposición de ácido sulfúrico. Este sistema no se considera exitoso si el mezclado de agua y carbonato no se lleva a cabo o, no existe flujo hacia los aspersores.

El respaldo de este sistema es un generador diesel independiente del generador del sistema primario, de distinta marca y capacidad, por lo que no se considera falla por causa común [83]. El disparo del sistema se da por actuación del sistema de emergencia EAS-200 y los detectores de fuga AI201 y AI202, como se muestra en la figura 38.

Figura 38. Sistema de neutralización



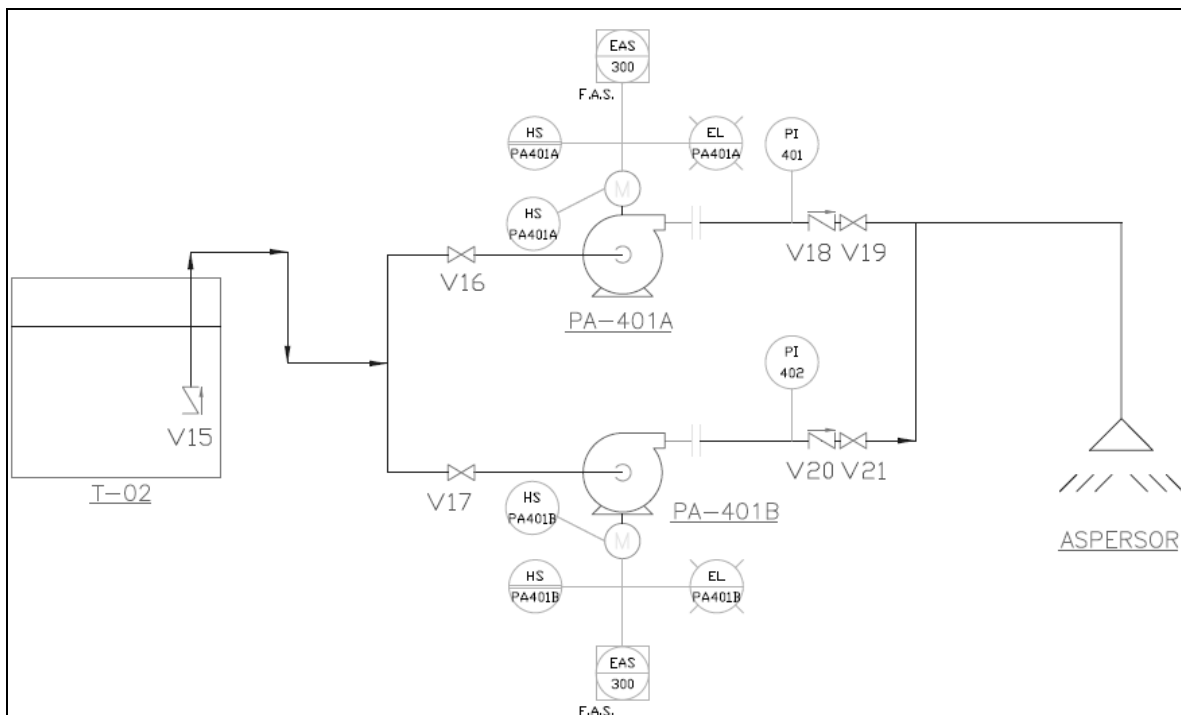
6.2.4.3 Sistema de lavado de emergencia (EFS)

Este sistema es similar al de neutralización pero solamente bombea agua al sitio de fuga, funciona como enjuague ya que la cantidad de agua es abundante para diluir el ácido regado en la planta. Debido a que puede producir reacciones violentas en los primeros momentos de su actuación, su uso se emplea sólo como medida final.

El sistema se activa por el sistema de actuación de emergencia EAS-300 en detección de baja concentración de carbonato de calcio o bajo flujo por los detectores AI302 y FI 301, como se muestra en la figura 39.

En principio su respaldo de energía es el mismo generador diesel que el del sistema de neutralización.

Figura 39. Sistema de lavado de emergencia



6.2.5. Árbol de Eventos

El árbol de eventos de este estudio, considera la actuación de los tres elementos del sistema de mitigación descritos en la sección 6.2.4, la secuencia que conducirá al estado final de interés se identifica en la figura 40, como secuencia 4 y corresponde a la formación de una nube tóxica.

6.2.5.1 Evento Iniciador

El evento iniciador corresponde a una fuga por ruptura de tubería entre la columna de destilación al vacío y el reactor de descomposición de ácido sulfúrico, como se muestra en la figura 36. Dado que la tubería estará sometida a condiciones severas de acidez, presión y temperatura, se considera una frecuencia de ocurrencia del evento iniciador de $5.23E-3$ por año, que es el valor genérico para falla catastrófica de tubería (incluyendo tubería recta y conexiones) [84].

6.2.5.2 Estados finales

Se considera un estado final exitoso (O.K.) cuando el sistema de aislamiento primario actúa sin complicaciones, si este sistema falla, pero el de neutralización tiene éxito, se producirán corrosiones en soportes de equipo y el estado final será *daño mínimo*.

En el supuesto de que fallaran los sistemas de aislamiento y neutralización, teniendo éxito el sistema de lavado, la reacción violenta de este último sistema, sumada al retardo de actuación, provocarían daño severo al personal en planta, teniéndose el estado final *daño personal*.

Por último, si fracasan los tres sistemas de mitigación, la formación de nube tóxica sería inevitable y por lo tanto, el estado final tomaría este nombre.

Debe recordarse que lo que se pretende evitar con el sistema de mitigación es precisamente la formación de nube ácida, evitando, entre otras cosas, la mala

percepción social de la planta núcleo-química (en lo sucesivo se referirá al complejo de plantas nuclear y química como planta núcleo-química).

Figura 40. Árbol de Eventos

Evento Iniciador	Sistemas de Mitigación			Secuencia	Estado Final
FUGA POR LINEA	SISTEMA DE AISLAMIENTO	SISTEMA SECUNDARIO	PROTECCIÓN FINAL		
FUGA_DE_AC	AISLAMIENTO	NEUTRALIZA	LAVADO	#	END-STATE-NAMES
				1 2 3 4	OK DAÑO-MINIMO DAÑO-PERSONAL NUBE-TOXICA

6.2.6. Árbol de fallas

Se elaboraron los árboles de fallas correspondientes a los sistemas de mitigación: aislamiento, neutralización y lavado de emergencia, basándose en las arquitecturas de proceso propuestas para cada uno de los sistemas.

6.2.6.1 Tipos de falla del sistema de aislamiento

- I. Válvulas de seccionamiento del sistema primario. Se considera la falla a cerrar.
- II. Falla de bomba a parar
- III. Fallas sistémicas de desvíos en líneas de helio, que incluyen falla a cerrar de línea principal de helio, falla en recepción de señal/actuación de válvulas de baipás de cambiadores de calor de esta sección, etc.
- IV. Falta de suministro de energía eléctrica
- V. Falla en detectores de baja presión

Se considera la falla de causa común de las válvulas en serie V52 Y V53.

No se consideran indisponibilidades por mantenimiento ni error humano, ya que el sistema se encuentra pasivo dentro del sistema de producción de hidrógeno y sólo se le dará mantenimiento durante paros programados de planta. Si existiera un error humano por mantenimiento en estos paros programados, se detectaría en la secuencia de arranque de esta sección y se debería corregir inmediatamente antes de ponerla en operación.

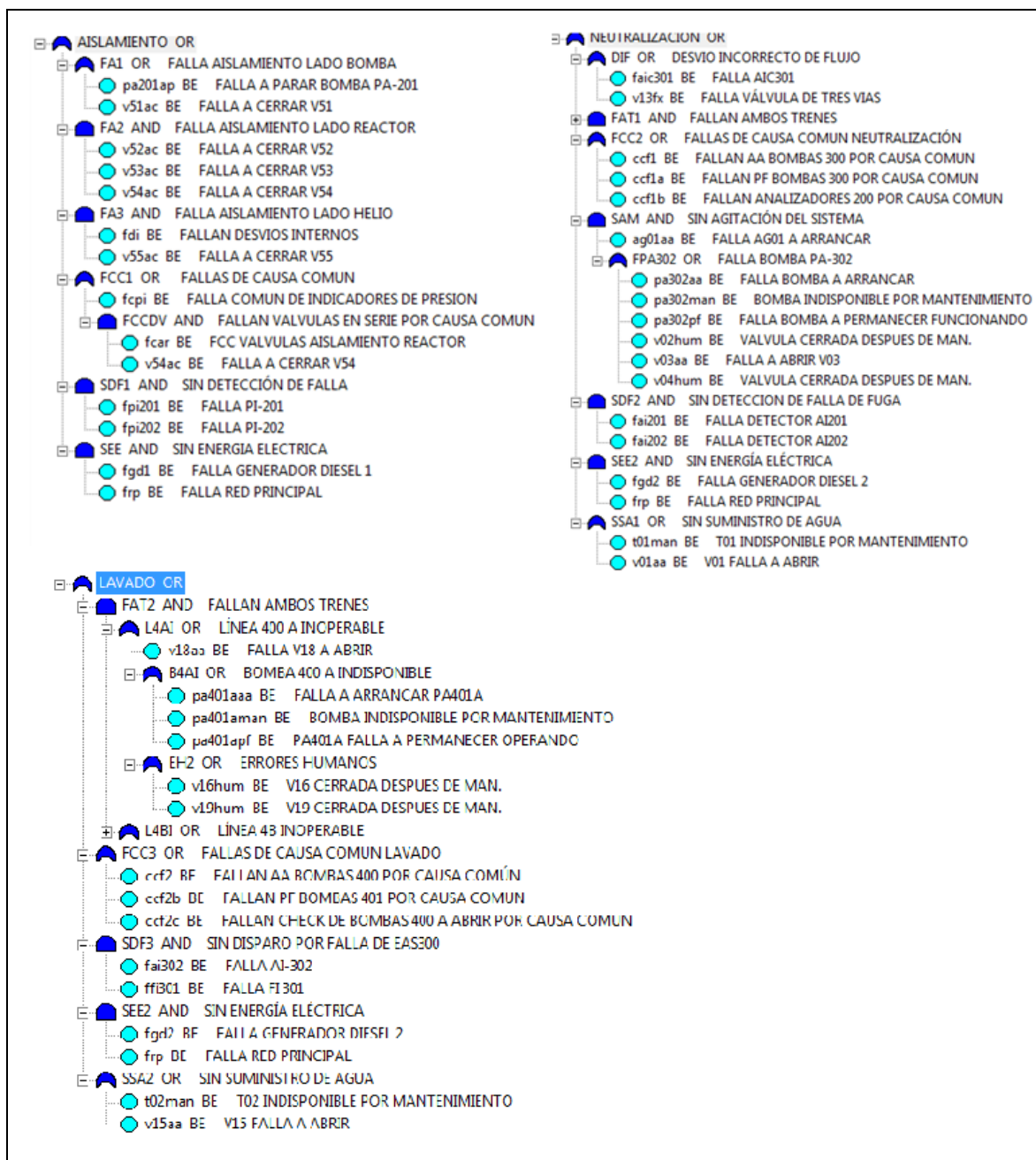
6.2.6.2 Tipos de falla del sistema de neutralización y lavado

- I. Falla de apertura de válvula de pie (succión)
- II. Tanque indisponible por mantenimiento
- III. Falta de suministro eléctrico
- IV. Falla de detectores de fuga
- V. Falla de agitador AG01 a arrancar
- VI. Fallas en tren de bombas
- VII. Falla bomba a arrancar
- VIII. Falla a permanecer operando
- IX. Fallan válvulas check a abrir
- X. Indisponible por mantenimiento
- XI. Válvula succión cerrada por error humano
- XII. Válvula descarga cerrada por error humano
- XIII. Falla de válvula de tres vías
- XIV. Falla de medidor de concentración AI301

Se consideran las fallas de causa común en bombas a arrancar y a permanecer funcionando, así como en detectores de fuga.

En las siguientes figuras se muestra la lógica de los árboles de fallas hechos en Saphire 6.0.

Figura 41. Árboles de fallas



6.2.7. Probabilidad asignada a eventos básicos

Pese a que las condiciones del proceso son severas, los materiales que se instalen en la fase de construcción deberán ser el resultado de estudios de ingeniería, reduciendo la probabilidad de falla a niveles ordinarios, por esta razón, se tomaron datos genéricos de equipos y accesorios.

Los datos de indisponibilidades y lambdas fueron tomados de la Guía de APS [85] para la mayor parte de los equipos mecánicos y válvulas, mientras que para generadores diesel, indicadores de presión, analizadores y agitador, se tomaron de la Tabla 5.1: “Data on selected process systems and equipment” [84].

En las siguientes tablas, se resumen los criterios y parámetros para el cálculo de probabilidades de falla o indisponibilidades, comenzando en la Tabla I por la definición de los modelos de cálculo. En la Tabla II se presentan los valores de parámetros para diversos equipos, y por último, en la Tabla III, se muestran los valores de indisponibilidad reportados para el resto de equipos y sistemas.

Tabla 12. Modelos de Cálculo

Modelo	ID	Ecuación
Reserva probada periódicamente	RPP	$Q = 1 - \frac{1 - e^{-\lambda_s T_s}}{\lambda_s T_s} + \lambda_s T_R$ <p> λ_s = Tasa de Falla durante Reserva T_s = Tiempo entre Pruebas T_R = Tiempo Promedio de Reparación Q = Indisponibilidad </p>
Operación continua irreparable	OCI	$Q = 1 - e^{-\lambda_o T_M}$ <p> λ_o = Tasa de Falla durante Operación T_M = Tiempo de Misión </p>
Indisponible por estar en mantenimiento	MAN	$Q = f_{mc} T_{mc}$ <p> f_{mc} = Frecuencia de Mantenimiento Correctivo T_{mc} = Tiempo Promedio del Mantenimiento Correctivo </p>
Indisponible por error humano después de un mantenimiento	HUM	$Q = HEP f_{mc} T_s$ <p> f_{mc} = Frecuencia de Mantenimiento Correctivo </p>
Indisponibilidad a la demanda	DEM	$Q = Q_d$ <p> Q_d = Indisponibilidad a la demanda </p>

Tabla 13. Parámetros de cálculo de indisponibilidades [85]

Equipo	Modo de Falla	Modelo	$\lambda_s, \lambda_0, f_{mc}$ Hr ⁻¹	$T_{s,r}, T_m, T_{mc}$ Hrs	T_R Hrs	Q
Motobombas	A arrancar	RPP	1E-5	1440	8	7.25E-3
Válvulas motorizadas	A cerrar	RPP	2.6E-6	1440	8	1.89E-3
Válvulas Check	A abrir	RPP	2.0E-7	1440	8	1.46E-4
Válvulas Check	A cerrar	RPP	2.0E-6	1440	8	1.89E-3
Motobombas	A permanecer Funcionando PF	OCI	1E-4	2	---	2.00E-4
Motobombas	Ind. Mantenimiento	MAN	6.6E-5	20	---	1.32E-3
Válvulas manuales	Ind. por error hum. después de manto.	HUM	6.6E-5	1440	HEP = 0.03	2.85E-3

Tabla 14. Indisponibilidades reportadas o estimadas

Equipo	Indisponibilidad
Elementos de Presión	4.96E-5 [84]*
Elementos analizadores (Fuga)	4.32E-4 [84]*
Generador Diesel	1.76E-2 [84]
Suministro principal de Energía Eléctrica (Estimado para México)	2.9E-3**

* Elementos continuamente monitoreados con un tiempo medio de remplazo de 1hr. de acuerdo a información de Ingeniería Construcción y Diseño Industrial S.A.

**25 Horas de interrupción anual en suministro eléctrico industrial (estimado)

6.2.8. Cuantificación inicial de riesgo

Dado que el sistema ha sido diseñado con tres elementos de soporte, y que se considera que posee un adecuado nivel de seguridad, se considerará como riesgo aceptable el valor que resulte de su cuantificación inicial.

Lo anterior es una recomendación del autor de esta tesis, en fundamento a la experiencia como ingeniero de proceso.

Al ejecutar el sistema en SAPHIRE, se encontró que el nivel inicial es de $5.29E-9$ año⁻¹. Así que este es el valor máximo aceptable de riesgo.

En la figura 42 se puede observar una pantalla de datos de SAPHIRE 6.0

Figura 42. Cuantificación inicial de riesgo

Cut Set No.	Frequency	% Total	Events
1	4.696E-009	88.77	FGD1, FGD2, FRP
2	5.043E-010	9.53	FGD2, FRP, V51AC
3	2.465E-011	0.47	T02MAN, V13FX, V51AC
4	1.722E-011	0.33	T01MAN, T02MAN, V51AC
5	6.555E-012	0.12	CCF2, V13FX, V51AC
6	4.578E-012	0.09	CCF2, T01MAN, V51AC
7	4.578E-012	0.09	CCF1, T02MAN, V51AC
8	2.727E-012	0.05	V13FX, V15AA, V51AC
9	2.668E-012	0.05	FGD2, FRP, PA201AP
10	2.113E-012	0.04	FAIC301, T02MAN, V51AC
11	1.904E-012	0.04	T02MAN, V01AA, V51AC
12	1.904E-012	0.04	T01MAN, V15AA, V51AC
13	1.217E-012	0.02	CCF1, CCF2, V51AC
14	9.816E-013	0.02	PA401AAA, PA401BAA, V13FX, V51AC
15	6.856E-013	0.01	PA401AAA, PA401BAA, T01MAN, V51AC
16	6.856E-013	0.01	P301AAA, PA301BAA, T02MAN, V51AC
17	6.657E-013	0.01	FGD1, FRP, T02MAN, V13FX
18	6.165E-013	0.01	AG01AA, PA302AA, T02MAN, V51AC
19	5.618E-013	0.01	CCF2, FAIC301, V51AC
20	5.064E-013	0.01	CCF2, V01AA, V51AC
21	5.064E-013	0.01	CCF1, V15AA, V51AC
22	4.649E-013	0.01	FGD1, FRP, T01MAN, T02MAN
23	3.859E-013	0.01	PA401AAA, V13FX, V17HUM, V51AC
24	3.859E-013	0.01	PA401AAA, V13FX, V21HUM, V51AC
25	3.859E-013	0.01	PA401BAA, V13FX, V19HUM, V51AC
26	3.859E-013	0.01	PA401BAA, V13FX, V16HUM, V51AC

Se puede apreciar del estudio, que los elementos que más contribuyen al riesgo son la falla de la red principal (FRP), los generadores diesel (FGD2 y FGD1), la válvula V51 a cerrar (V51AC), la válvula V13 a abrir y la indisponibilidad por mantenimiento de los tanques de emergencia (TO2MAN y TO1MAN), como se muestra en la Tabla 15.

La frecuencia del estado final, considerando el sistema inicial, es de 5.29E-09/año, y se encuentra ampliamente dominada por la falla de energía eléctrica y la vulnerabilidad en las válvulas del sistema primario. A simple vista se puede apreciar que la incorporación de un segundo generador diesel en sistemas de seguridad sería de gran ayuda para la reducción del riesgo.

La mayor contribución al riesgo es por el conjunto terciario: falla de red principal, falla de primer generador y falla de segundo generador, aportando 88.8% del riesgo total.

Si se eliminara el sistema de lavado, aunque el incremento relativo en la frecuencia del estado final sería de un orden de magnitud, el incremento absoluto podría ser contrarrestado por posteriores modificaciones, dicha frecuencia pasaría de 5.29E-09/año a 4.79E-08/año.

Tabla 15. Medidas de importancia en el sistema original

Event Name	# of Occur	Probability	F-V	Risk Reduc. Ratio	Risk Incre. Ratio
FUGA_DE_AC.	543	5.228E-003	1.000E+000	-----	1.913E+002
FRP	94	2.900E-003	9.840E-001	6.243E+001	3.393E+002
FGD2	7	1.760E-002	9.836E-001	6.085E+001	5.590E+001
FGD1	88	1.760E-002	8.881E-001	8.938E+000	5.057E+001
V51AC	412	1.890E-003	1.113E-001	1.125E+000	5.976E+001
T02MAN	88	1.320E-003	1.066E-002	1.011E+000	9.062E+000
V13FX	68	1.890E-003	7.444E-003	1.007E+000	4.931E+000
T01MAN	68	1.320E-003	5.199E-003	1.005E+000	4.933E+000

6.2.9. Reconfiguración del sistema

Una vez que el modelo está cargado en SAPHIRE y que hemos definido el nivel máximo aceptable de riesgo, podemos proceder a reconfigurar el sistema, tomando en cuenta para ello los siguientes puntos:

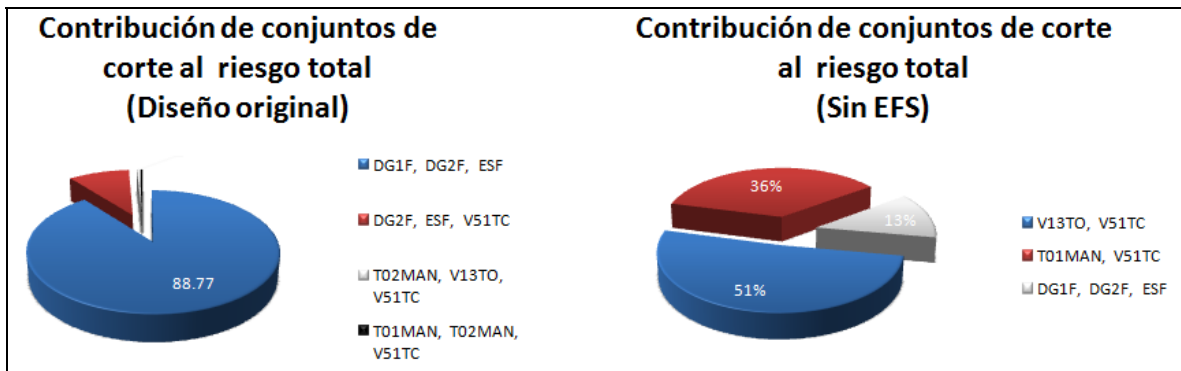
- a) Tratar de remover cualquier sistema o componente cuya actuación pueda resultar en una situación peligrosa, aunque sea menor de la que evita. Si el sistema es indispensable entonces no removerlo.

- b) Agregar elementos redundantes a aquellos cuya tasa de reducción de riesgo (Risk Reduction Worth RRW) tenga un valor alto (cuando sea económicamente permisible)
- c) Eliminar elementos cuya tasa de incremento de riesgo (RAW, risk achievement worth) posean un valor cercano a la unidad, siempre y cuando no tengan otra función adicional a seguridad y no sean elementos críticos.
- d) Relocalice elementos de aislamiento desde zonas con alta presión y temperatura a zonas con menor especificación de materiales (siempre que sea posible)
- e) Tratar diferentes configuraciones para evitar el uso excesivo de válvulas check y de compuerta automática
- f) Realizar cambios individuales en la medida de lo posible, con la finalidad de poder evaluar claramente sus aportaciones al riesgo total o a la frecuencia con que se presenta una secuencia de interés.

El proceso de reconfiguración del sistema se efectuó en 5 iteraciones con cambios menores en cada etapa, como se muestra en la Tabla 16. Debe notarse que el número de iteraciones se puede reducir si se realizan cambios mayores, sin embargo, no se podrían apreciar claramente los efectos de cada una de las modificaciones.

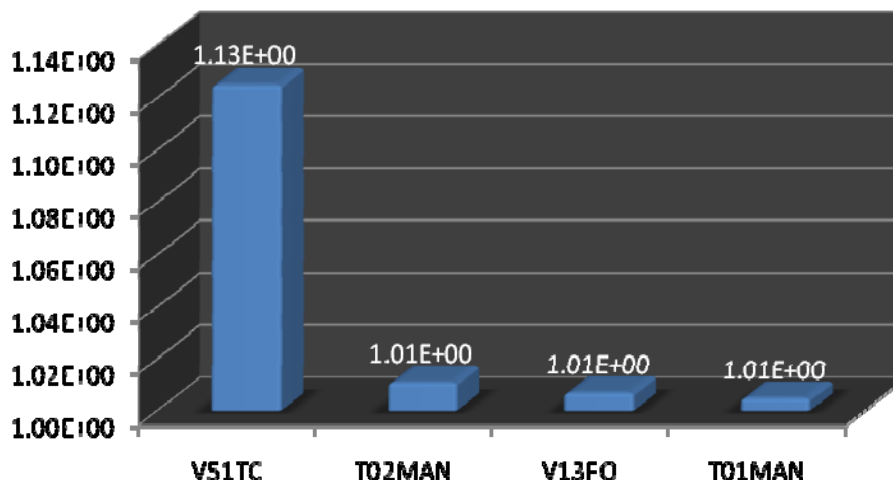
En la primera etapa, se eliminó el sistema de lavado para evaluar su importancia en el nivel global de seguridad (dados los inconvenientes de su utilización), y aunque se obtuvo un incremento de casi 10 veces en la frecuencia del estado final crítico, se pudo apreciar que modificaciones menores en válvulas podrían restablecer el valor inicial de frecuencia. Observar figura 43.

Figura 43. Variación de la importancia al riesgo con EFS



Posteriores modificaciones se realizaron aportando mayor seguridad en el sistema de aislamiento, posicionando una válvula redundante a la V51, dado su alto valor de RRW y su importancia como elemento de aislamiento. Ver figura 44.

Figura 44. Variación de la importancia al riesgo con EFS

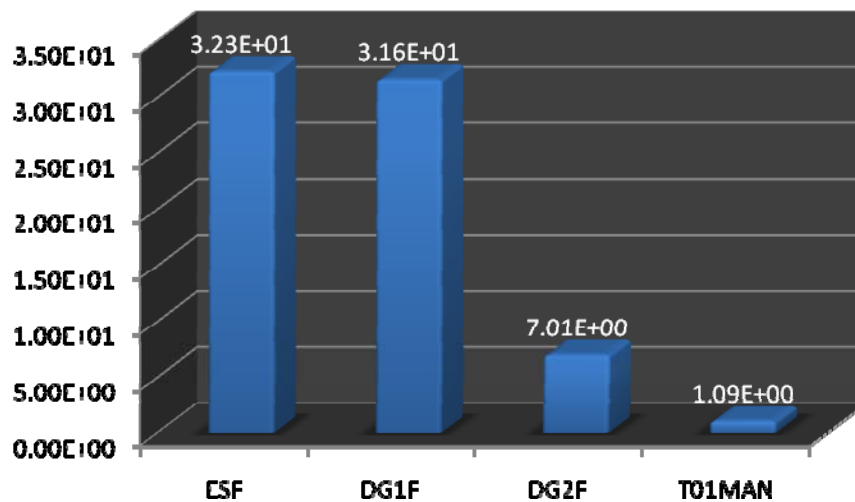


El siguiente cambio fue eliminar de este mismo sistema la válvula redundante de seccionamiento del reactor V53, dado su valor de RAW cercano a la unidad (figura 45.). Debe notarse en estos cambios un ahorro importante, al agregar una válvula de especificación en baja temperatura y eliminar otra de especificación en alta temperatura (considerablemente más cara).

Figura 45. RAW de válvula 53

Event Name	# of Occur	Probability	F-V	Risk Reduc. Ratio	Risk Ince. Ratio
P301AAA	32	7.250E-003	2.256E-002	1.023E+000	4.089E+000
AG01AA	32	6.520E-003	2.029E-002	1.021E+000	4.092E+000
PA302AA	7	7.250E-003	1.006E-002	1.010E+000	2.378E+000
V05HUM	28	2.850E-003	8.869E-003	1.009E+000	4.103E+000
V10HUM	28	2.850E-003	8.869E-003	1.009E+000	4.103E+000
V06HUM	28	2.850E-003	8.869E-003	1.009E+000	4.103E+000
V08HUM	28	2.850E-003	8.869E-003	1.009E+000	4.103E+000
PA201AP	51	1.000E-005	4.623E-003	1.005E+000	4.626E+002
PA301BMAN	23	1.320E-003	4.107E-003	1.004E+000	4.108E+000
P301AMAN	23	1.320E-003	4.107E-003	1.004E+000	4.108E+000
V02HUM	6	2.850E-003	3.956E-003	1.004E+000	2.384E+000
V04HUM	6	2.850E-003	3.956E-003	1.004E+000	2.384E+000
PA302MAN	5	1.320E-003	1.832E-003	1.002E+000	2.386E+000
CCF1A	5	4.460E-006	9.495E-004	1.001E+000	2.139E+002
CCF1B	5	4.320E-006	9.197E-004	1.001E+000	2.139E+002
P301APF	21	2.000E-004	6.223E-004	1.001E+000	4.111E+000
PA301BPF	21	2.000E-004	6.223E-004	1.001E+000	4.111E+000
V09AA	21	1.460E-004	4.543E-004	1.000E+000	4.111E+000
V07AA	21	1.460E-004	4.543E-004	1.000E+000	4.111E+000
PA302PF	4	2.000E-004	2.776E-004	1.000E+000	2.388E+000
FCPI	42	4.960E-007	2.292E-004	1.000E+000	4.625E+002
V03AA	4	1.460E-004	2.027E-004	1.000E+000	2.388E+000
FAI202	3	4.320E-004	3.972E-005	1.000E+000	1.092E+000
FAI201	3	4.320E-004	3.972E-005	1.000E+000	1.092E+000
V54AC	31	1.450E-003	2.444E-005	1.000E+000	1.017E+000
FCAR	23	3.330E-005	2.217E-005	1.000E+000	1.666E+000
FDI	14	1.000E-005	8.535E-006	1.000E+000	1.854E+000
V55AC	14	1.890E-003	8.535E-006	1.000E+000	1.005E+000
V52AC	8	1.890E-003	2.271E-006	1.000E+000	1.001E+000
V53AC	8	1.890E-003	2.271E-006	1.000E+000	1.001E+000
FP201	5	4.960E-005	1.038E-006	1.000E+000	1.021E+000
FP202	5	4.960E-005	1.038E-006	1.000E+000	1.021E+000

Figura 46. RRW después de eliminar válvula V53



Los cambios en el sistema de neutralización consistieron en agregar un segundo generador de respaldo de energía eléctrica (ver su alto RRW en la figura

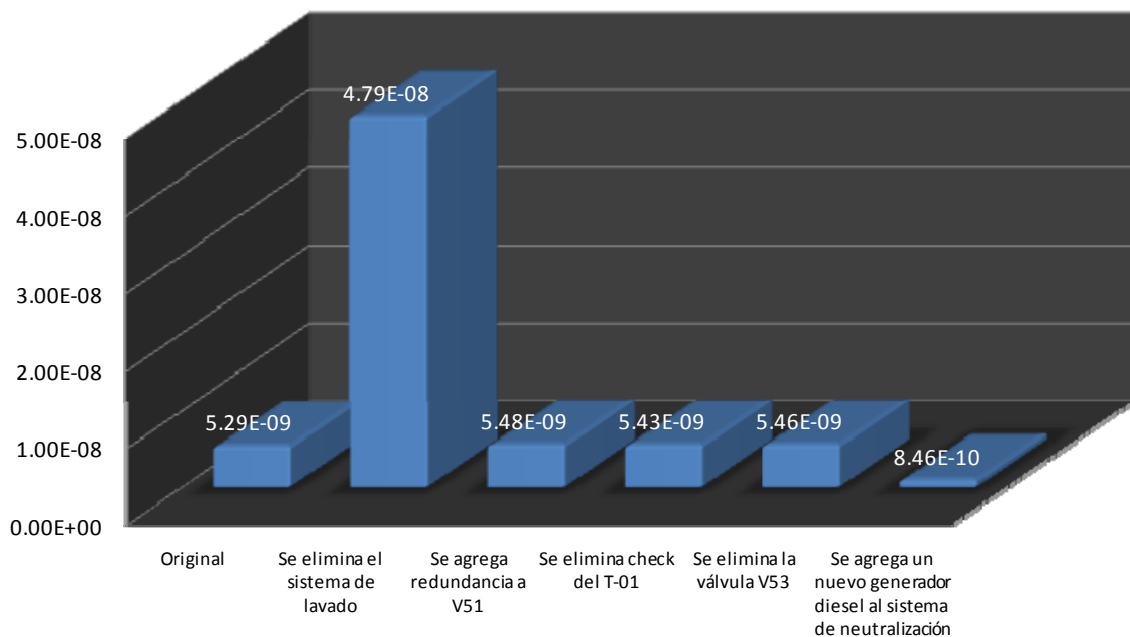
46) y eliminar la válvula V01 de succión de tanque mediante cambio de la geometría del sistema (bombas por debajo del nivel mínimo del tanque)

Tabla 16. Etapas de reconfiguración

Etapa:	Frec. Falla año ⁻¹
Original	5.29 E-09
Se elimina sistema de lavado	4.79 E-08
Se agrega redundancia a válvula de aislamiento V51.	5.48 E-09
Se elimina válvula check de succión en Tanque T01 de sistema de neutralización, se propone sistema inundado (bombas bajo nivel mínimo de tanque	5.43 E-09
Se elimina válvula de redundancia V53 (no contribuye al incremento en riesgo)	5.46 E-09
Se propone la incorporación de un generador diesel de respaldo para el sistema de neutralización	8.48 E-10

En la figura 47 se pueden apreciar de manera gráfica los resultados de la tabla 16.

Figura 47. Frecuencia de formación de nube tóxica

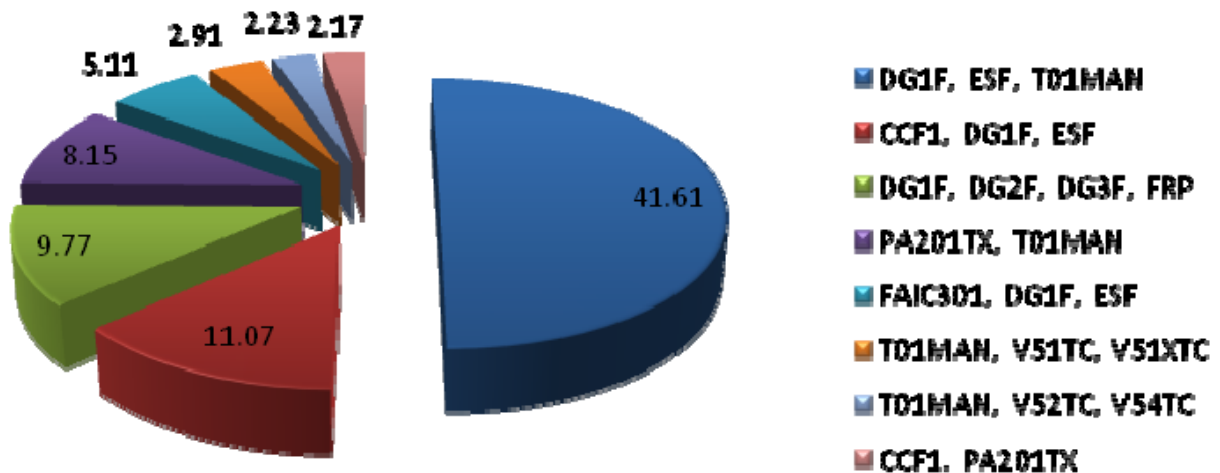


Un criterio que se propone en esta tesis para la determinación de si un sistema es óptimo o no, es la distribución adecuada de contribuciones de conjuntos de corte (DACCC) a la frecuencia total del estado final crítico (FEC)

Este criterio se cumple cuando ningún conjunto de corte (controlable por el diseñador) aporta más del 50% a la frecuencia total, y existe un gran número de conjuntos de corte aportando pequeños porcentajes a la FEC.

En la Figura 48 se muestra un diagrama, a partir del cual se puede evaluar la existencia o no de un DACCC.

Figura 48. Aporte porcentual a frecuencia



6.2.10. Resultados

Al final de estas etapas, el sistema de mitigación queda compuesto por un sistema de aislamiento y un sistema de neutralización (ambos con modificaciones a los originalmente propuestos).

La nueva y óptima configuración del sistema provee ahorros en espacio y dinero, además de elevar el nivel de seguridad del sistema original, aún con la eliminación de un sistema completo de lavado.

Para este proceso, se efectuaron en cada etapa análisis de sensibilidad a los eventos básicos. Debe notarse que aunque el orden de aplicación de los cambios no modifica la frecuencia final, sí influye en la toma de decisiones, por lo que se debe realizar con la mayor precaución posible.

Capítulo VII

Estimación económica preliminar

7.1. Costos de la planta química

En la presente sección se definirán los costos de capital de la planta química, a partir de una estimación gruesa (budget), realizada con la ayuda de datos calculados por Tecnología Aplicada Reher S.A. de C.V. para el equipo principal (apéndice C).

De acuerdo a los procedimientos técnicos de algunas empresas [86], un valor estimado para la construcción total de una planta química puede ser calculado a partir de los costos de los equipos principales (incluyendo sus obras civiles), mismos que representan típicamente el 60% [86] del total de capital para construcción y comisionamiento de la planta química.

Los equipos principales se definen como aquellos de mayor dimensión o complejidad en cada una de las áreas de proceso. El costo estimado para los equipos principales en esta planta de producción de hidrógeno se estima en la tabla 17.

Tabla 17. Costo total estimado para equipos principales

ID	Descripción	Costo total USD
R-103	Reactor Bunsen (2 Paralelo)	\$17,645,000
C-201	Columna de destilación a vacío sección II	\$13,200,000
E-204	Vaporizador de Ác. sulfúrico	\$ 3,890,000
E-205	Vaporizador de Ác. sulfúrico	\$ 3,890,000
E-206	Recuperador de calor sección II	\$ 6,000,000
E-207	Reactor de descomposición de Ác. sulfúrico	\$ 9,700,000
C-301	Columna de destilación reactiva	\$21,600,000
	Total	\$75,925,000

El costo total de la planta química incluye interconexiones, tubería, válvulas, accesorios así como obras civiles y aditamentos de instrumentación, la proporción

entre el costo de equipos principales y el total de la planta varía ampliamente dependiendo de la naturaleza del proceso involucrado, sin embargo, para la mayoría de las procesadoras a gran escala, esta relación se puede calcular en forma preliminar como:

$$C_{Ta} = \frac{C_{Ep}}{0.6}$$

Que en el presente caso produce:

$$C_{Ta} = \frac{\$75,920,000}{0.6} = \$126,500,000$$

Es decir, el costo total de la planta química es en una base instantánea (overnight cost) es de \$126,500,000 USD, y ya que se trata de una planta de 594 MWt, se puede expresar como \$212.96 USD/kWt, que es consistente con los valores reportados para esta planta por L.C. Brown (\$208/kWt) [62], a este valor se le deben adicionar \$40 USD/kWt para contemplar los inventarios químicos del proceso, con lo que se tiene un nuevo valor de 252.96 USD/kWt.

Adicional a los costos de inversión, se deben considerar los costos de agua suministrada (materia prima), operación y mantenimiento de la planta. General Atomics estima que estos costos se pueden expresar como 7% del valor de inversión por cada año de operación [62].

Respecto al precio del agua suministrada, suponiendo un tratamiento de osmosis inversa, se puede calcular de la siguiente manera.

$$C_{AD} = \frac{C_{AC}}{1-r} + C_{os}$$

Donde:

- C_{AD} es el costo de agua desmineralizada por m^3
- C_{AC} es el costo de agua cruda

- r es la tasa de rechazo en osmosis inversa
- C_{OS} es el costo de tratamiento de osmosis inversa por m^3

Durante el año 2009, estos precios pueden ser estimados como

- C_{AC} \$1.23 USD/ m^3 (\$16.5665 M.N.) [87]
- C_{OS} \$1.40 USD/ m^3 [88]

Y la tasa de rechazo se considera como 50% [88] para procesos con alto pulimiento de carga, por lo que el costo de agua suministrada será de:

$$C_{AD} = \frac{1.23}{1-0.5} + 1.4 = \frac{\$3.86}{m^3}$$

Realizando un balance se obtiene la equivalencia de costo del agua de:

$$C_{AD} = \frac{\$0.0345}{kgH_2}$$

Si se toma en cuenta que $1kgH_2 = 39.368kWh$, el valor de inversión también se puede poner en términos de hidrógeno producido de la siguiente manera:

$$C_{IPQ} = \frac{\$9958.6}{\eta_{TQ}} * k * \gamma$$

Donde:

- C_{IPQ} es la inversión de planta química y de inventario
- η_{TQ} Eficiencia térmica de la *planta química*
- k es la capacidad de la planta en kgH_2/h
- γ es factor de sobre costo (1 planta original, 1.05 optimizada)

7.2. Costos de Planta nuclear

Estos costos se analizan con menor detalle debido a la escasez de datos reportados sobre estos procedimientos.

Un valor que se tomará para la estimación de costos de inversión en la planta nuclear, incluyendo el loop de circulación y el cambiador intermedio de calor es el calculado por Brown para una planta nuclear enfriada por helio [62]. Este valor es \$414 USD / kWt.

$$C_{IPN} = \frac{\$16,298}{\eta_{TQ}} * k * \lambda$$

Donde:

- C_{IPN} es la inversión de planta nuclear
- η_{TQ} Eficiencia térmica de la planta química
- λ es el inverso de la eficiencia de transmisión de calor nuclear-proceso
- k es la capacidad de la planta en kgH₂/h

Los costos de operación y mantenimiento, sin incluir costos de combustible, se estiman en 1.6% por año respecto al valor de inversión de planta nuclear calculado de la referencia [62].

En el caso del combustible, éste es del tipo esfera con un contenido de 9 gr de uranio enriquecido a 8% [45], el costo del mismo se puede calcular en una base instantánea de la siguiente manera.

a) Cálculo de consumo de uranio natural

En relación al proceso de enriquecimiento se emplea la siguiente fórmula para determinar la relación entre producto y alimentación.

$$\frac{F}{P} = \frac{x_p - x_t}{x_f - x_t}$$

Donde:

- F es el suministro de uranio natural
- P es la cantidad deseada de uranio enriquecido (UE)
- x_i es el contenido en uranio: producto 8%, suministro 0.71% y colas 0.25% (optimizado para reducir el costo del enriquecimiento)

$$\frac{F}{P} = \frac{0.08 - 0.0071}{0.0071 - 0.0025} = 16.7$$

b) Cálculo del trabajo separativo dado F/P

$$W_{\text{SWU}} = P \cdot V(x_p) + T \cdot V(x_t) - F \cdot V(x_f)$$

$$V(x) = (1 - 2x) \cdot \ln\left(\frac{1-x}{x}\right)$$

En este caso específico, el trabajo separativo es 14.53 SWU (Unidades de trabajo separativo, por sus siglas en inglés).

c) Costo de esfera de combustible

Se estima que el costo de manufactura de cada esfera es \$9 USD [45]. Otros valores importantes son el precio del hexafluoruro de uranio: \$136 USD/kgU [44], y el costo de SWU de \$163 USD/kgU [44].

El costo de una esfera de combustible nuclear se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$C_{pebble} = 0.009 \left(\frac{F}{P} C_{UF_6} + SWU * C_{SWU} \right) + C_{man}$$

- C_{pebble} es el costo de la esfera
- C_{UF_6} es \$136 USD/kgU
- C_{SWU} es \$163 USD/kgU
- C_{man} es el costo de manufactura \$9 USD/esfera

Sustituyendo estos valores se obtiene:

$$C_{pebble} = 0.009(16.7 * 136 + 14.53 * 163) + 9 = \$50.75USD / esfera$$

Y como

$$1esfera = 9grU * \frac{8\%U^{235}}{100\%U} * \frac{19,512.2kWh}{grU^{235}} = 14,048.78kWh$$

$$C_{comb} = \frac{\$50.75USD}{14,048.78kWh} = \text{¢}0.363USD / kWh$$

El costo de combustible se puede expresar en centavos como:

$$C_{comb} = \frac{0.28 * \lambda * C_{pebble}}{\eta_t} = \frac{14.22 * \lambda}{\eta_t} \text{¢}USD / kgH_2$$

7.3. Resumen de costos

El costo de inversión de ambas plantas en conjunto es

$$C_{IT} = \left(\frac{16298.3 * \lambda + 9958.6 * \gamma}{\eta_{i_0}} \right) * k$$

Con $\gamma = 1$ para planta original y 1.05 para planta optimizada

En la tabla 18 se resumen los resultados obtenidos previamente, pero ahora sustituyendo las capacidades y eficiencias calculadas en las secciones 4 y 5 de esta tesis, para el proceso original y el proceso optimizado.

Los valores de capacidades y eficiencias se reescriben a continuación:

Planta original: 34.286% de eficiencia con 5,173.2 kgH₂/h

Planta optimizada: 37.268% de eficiencia con 5,623 kgH₂/h

Tabla 18. Costos para planta nuclear-química

Tipo	Planta Original	Planta Optimizada
Inversión P.Q.	\$150,258,240 USD	\$157,771,152 USD +5%
Inversión P.N.	\$248,400,000 USD	\$248,400,000 USD
Manto. P.Q.	\$10,518,076 USD/año	\$11,043,980 USD/año
Manto. P.N.	\$3,974,400 USD/año	\$3,974,400 USD/año
Materia Prima	\$0.0345 USD/kgH ₂	\$0.0345 USD/kgH ₂
Combustible	\$0.4189 USD/kgH ₂	\$0.3854 USD/kgH ₂

7.4. Costo nivelado de hidrógeno

Para el cálculo de costo nivelado de hidrógeno se considerará una tasa de descuento de 8%, con escalación de 4%, lo que produce por fórmulas de Fisher una tasa real de 12.32%, cercana a la indicada por la Secretaría de Hacienda de 12% [89] para evaluación de proyectos de inversión. También se considera un

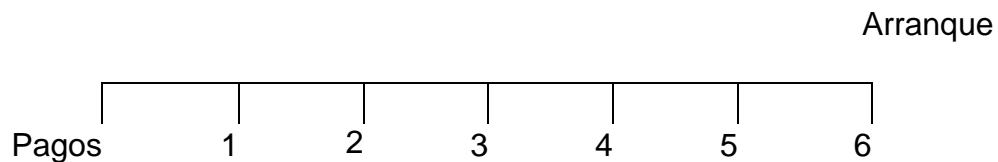
factor de disponibilidad de la planta de $L = 91.78\%$ (30 días anuales fuera de operación).

Con los datos y ecuaciones presentados en secciones anteriores, se pueden obtener los costos de inversión para las plantas original y optimizada, teniéndose:

$$\text{Planta original: } \frac{I}{K} = \frac{\$77,062.3}{\left(\frac{\text{kgH}_2}{\text{h}}\right)} \quad \text{Planta optimizada: } \frac{I}{K} = \frac{\$72,231.4}{\left(\frac{\text{kgH}_2}{\text{h}}\right)}$$

Donde I/K representa la relación entre inversión y capacidad de la planta expresada en dólares por kgH_2/h .

El esquema de inversión se supone en pagos iguales durante 6 años de construcción antes de arranque del conjunto nuclear-químico, por lo que se presenta el siguiente esquema.



Con un flujo de capital presentado en la tabla 19:

Tabla 19. Flujo de capital de inversión

Pago	Monto	Escalación	Valor Futuro
1	$(I/K)/6$	$*(1.04)^1$	$*(1.1232)^5$
2	$(I/K)/6$	$*(1.04)^2$	$*(1.1232)^4$
3	$(I/K)/6$	$*(1.04)^3$	$*(1.1232)^3$
4	$(I/K)/6$	$*(1.04)^4$	$*(1.1232)^2$
5	$(I/K)/6$	$*(1.04)^5$	$*(1.1232)^1$
6	$(I/K)/6$	$*(1.04)^6$	$*(1.1232)^0$

Llevando este flujo de capital al momento del arranque, se obtiene la nueva inversión de capital por kg de hidrógeno.

$$(I/K)_{T=6} = 1.547 (I/K)_{T=0}$$

Con lo que se puede calcular el interés durante construcción (IDC) para ambas opciones.

Si se supone ahora un tiempo de vida proyectado de la planta de 20 años (controla la planta química), se puede calcular la inversión de capital en \$ / kgH₂.

$$ic = \frac{\left(\frac{I}{K}\right) * \left[\frac{A}{P}\right]_{12.32\%, 20}}{8760 * L}$$

Donde:

- ic es la inversión de capital nivelada por kg de hidrógeno
- A/P es la serie de pagos iguales
- 8760 el número de horas por año
- L Factor de disponibilidad de planta

En la tabla 20 se resumen estas operaciones:

Tabla 20. Inversión de capital

Concepto	Original	Optimizada
I/K, T=0	\$77,062.3	\$72,231.4
I/K, T=6	\$119,219.1	\$111,745.5
IDC	\$42,156.8	\$39,514
A/P, 12.32,20	13.66%	13.66%
ic	\$2.07	\$1.90

Los costos variables son los de combustible, materia prima y mantenimiento, para los dos primeros se puede emplear su valor calculado, pero para los costos de mantenimiento, se ajustan de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$C_{MT} = \frac{C_{MQ} + C_{MN}}{8760 * L * k}$$

Los costos de operación y mantenimiento deben de considerar la escalación de precios y serán ajustados mediante la siguiente ecuación:

$$om_{real} = om_{inst} * \left[\frac{P}{A} \right]_{8\%, 20} * \left[\frac{A}{P} \right]_{12.32\%, 20} * \left[\frac{F}{P} \right]_{4\%, 6}$$

Donde:

- om_{real} representa los costos nivelados por kg de hidrógeno, incluyendo la suma de materia prima, combustible y mantenimiento
- om_{inst} representa los costos de materia prima, combustible y mantenimiento en base instantánea.

Los términos de ajuste económico son (de izquierda a derecha): ajuste por escalación de precios, nivelación de costo y escalación de precio a la fecha de arranque.

En la tabla 21 se resumen estos resultados.

Tabla 21. Costos de operación y mantenimiento

Concepto	ID	Original	Optimizada
Mat. Prima	C_{AD}	\$0.0345	\$0.0345
Combustible	C_C	\$0.4189	\$0.3854
Mant.	C_{MAN}	\$0.3484	\$0.3322
Suma Inst.	om_{inst}	\$0.8018	\$0.7521
Real	om_{real}	\$1.08	\$1.01

Para obtener el costo total por kilogramo de hidrógeno producido, se suman los costos de inversión y de operación y mantenimiento, obteniéndose:

$$C_{H_2 \text{ original}} = \$ 3.15 \text{ USD/ kgH}_2$$

$$C_{H_2 \text{ optim}} = \$ 2.91 \text{ USD/ kgH}_2$$

Considerando la conversión a galones de gasolina equivalente (gge):

$$1\text{kgH}_2 = 0.996\text{gge}$$

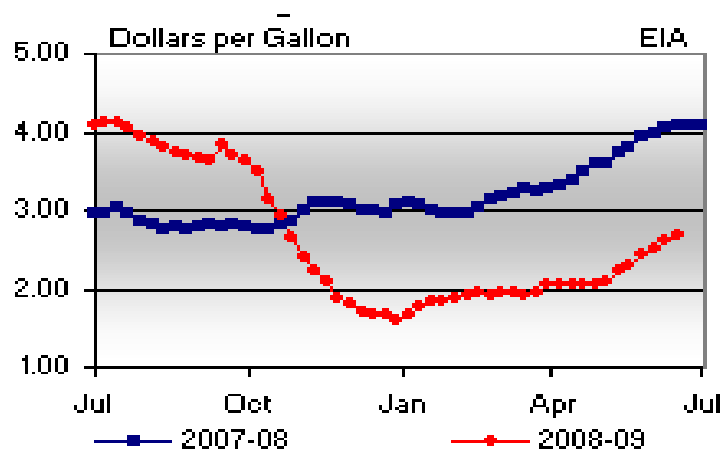
Estos costos se pueden expresar como:

$$C_{H_2 \text{ original}} = \$ 3.15 \text{ USD/ gge}$$

$$C_{H_2 \text{ optim}} = \$ 2.92 \text{ USD/ gge}$$

Ahora, recordando que la eficiencia en un automóvil convencional moderno es cercana a 25%, híbrido 36%, la de un automóvil a hidrógeno es 60% y que el precio del galón de gasolina promedió \$2.79 USD durante el último año (ver figura 49) [90], se puede calcular un costo máximo de producción de hidrógeno.

Figura 49. Precio promedio de la gasolina



Una vez producido el hidrógeno, también se debe considerar un 35% adicional por gastos de distribución, publicidad e impuestos; éste se considera

mayor al porcentaje de 32% [90] en gasolina por las condiciones más severas de procesamiento de hidrógeno.

$$C_{H_2 \text{ or. a usuario}} = \$ 4.85 \text{ USD/ gge}$$

$$C_{H_2 \text{ op. a usuario}} = \$ 4.49 \text{ USD/ gge}$$

Los precios equivalentes en gasolina e hidrógeno para carros convencionales e híbridos son:

$$C_{\text{gas.conv}} = \$ 6.70 \text{ USD/ kgH}_2$$

$$C_{H_2 \text{ gas.híb.}} = \$ 4.65 \text{ USD/ kgH}_2$$

Esto significa que un consumidor con auto convencional, puede pagar hasta \$6.70 USD/ kgH₂, obteniendo la misma relación costo/distancia que con gasolina, mientras que un usuario que actualmente posee un auto híbrido podrá pagar hasta \$4.65 USD/ kgH₂.

En ambos casos el precio obtenido en planta optimizada es menor al precio equivalente con gasolina, aun más si se recuerda que el precio de gasolina es instantáneo para el año 2009, por lo que se puede concluir que la planta operará con ganancias considerables.

Una metodología de comparación similar se puede encontrar en los reportes del Departamento de Energía de los Estados Unidos [91].

Capítulo VIII

Aspectos ambientales de proceso

8.1. Emisiones contaminantes

Como se mencionó en el capítulo primero, la producción de hidrógeno limpio es una necesidad mundial debido a las condiciones deterioradas del medio ambiente y a la escasez en el futuro medio de hidrocarburos fósiles.

Las emisiones contaminantes, de la planta nuclear-química, se pueden dividir en emisiones de construcción y emisiones de operación, siendo las siguientes las más representativas:

- a) **Construcción y periféricos:** Emisión de dióxido de carbono por maquinaria pesada que emplea diesel y gasóleo, además de equipo de extracción, procesamiento y desecho de combustible.

Para esta planta se supone el doble del límite mínimo de 3.5 g CO₂ eq/kWh presentado por Fthenkis [92], para tomar en cuenta la aportación de las plantas nuclear y química.

Las emisiones anuales de dióxido de carbono equivalente (EE_{CO2}) se pueden calcular como:

$$EE_{CO_2} = \frac{r_e * 8760 * L * K_{nucl} * \eta_T}{1 * 10^3 * \lambda}$$

Donde:

- $r_E = 7$ g CO₂ eq/kWh
- $K_{nucl} = 600$ MW

De la ecuación anterior se obtiene:

$$EE_{CO_2} = 11,462 \frac{ton}{año}$$

Si se considera este dato de forma aislada, aparenta ser un valor extremadamente grande, sin embargo, al considerar que la planta produce 41,592 toneladas de hidrógeno por año, equivalentes a 269,876 m³ de gasolina empleada en vehículos híbridos o alrededor de 410,212 m³ de gasolina en autos convencionales, se observa que el proceso reduce ampliamente la aportación de gases de efecto invernadero al medio ambiente.

Las emisiones equivalentes por usar gasolina en lugar del hidrógeno producido en esta planta son:

$$\text{Autos híbridos: } EE_{CO_2} = 734,639 \frac{ton}{año}$$

$$\text{Autos convencionales: } EE_{CO_2} = 1,028,494 \frac{ton}{año}$$

Estas emisiones consideran un 13.79% de emisiones de dióxido de carbono en el procesamiento de la gasolina en relación a la emisión total [93].

La comparación directa de datos entre emisiones de la planta de hidrógeno y el consumo de gasolina indican que la reducción en GEI producida por esta planta es de 98.44% en comparación con autos híbridos y 98.89% comparada con autos convencionales.

- b) **Operación:** Emisión térmica y de vapor de agua por columnas de enfriamiento abiertas.

En la planta original la emisión térmica es de 386.5 MW, lo que implica un consumo de agua de enfriamiento de 4619 kg/s entre 18 y 38°C, debido al arrastre, evaporación y purgas presentes en la operación de la torre de enfriamiento, por lo que el consumo de agua se eleva considerablemente.

De no emplearse una torre de enfriamiento abierta, se podría considerar un sistema directo a cuerpos de agua, lo que propiciaría un desbalance biológico al reducir la solubilidad de oxígeno en cuerpos de agua y aumentar la actividad animal y bacteriana.

Las emisiones de vapor de agua a la atmósfera se pueden calcular como [94]:

$$E_{H_2O} = AE * \left[0.00153 * (T_R - T_S) * \left(1 + \frac{1}{C-1} \right) + r_D \right]$$

Donde:

- AE es el flujo de agua de enfriamiento
- T_R y T_S son la temperatura de retorno y suministro en °C
- C es el número de ciclos de concentración (6 para este caso)
- r_D es el porcentaje de arrastre

Para las plantas original y optimizada se tiene:

$$E_{ORIGH_2O} = 176.53 \text{ kg / s}$$

$$E_{OPTIMH_2O} = 122.85 \text{ kg / s}$$

Que en términos de hidrógeno produce:

$$E_{ORIGH_2O} = 122.8 \frac{\text{kg}_{H_2O}}{\text{kg}_{H_2}}$$

$$E_{OPTIMH_2O} = 107.7 \frac{\text{kg}_{H_2O}}{\text{kg}_{H_2}}$$

Los valores anteriores nos muestran que se requieren prácticamente 10 veces más de agua para enfriamiento que para producción, y que esta agua no se

puede recuperar en la planta, propiciando cambios en el microclima que deberán ser evaluados con mayor atención.

8.2. Contaminación residual

Además de las emisiones atmosféricas, se deberá tomar en cuenta la contaminación radiactiva, sin embargo, dado que los elementos de combustible son auto contenidos y se han considerado, en el diseño y costos de la planta, espacios de confinamiento, esta contaminación no abandonará las instalaciones, por lo que puede ser despreciada.

Otros elementos precursores de contaminación son los compuestos químicos empleados en el proceso, por ejemplo, una fuga de ácido sulfúrico que alcanzara cuerpos de agua, cambiaría el PH del mismo y produciría una catástrofe ecológica.

8.3. Medidas para reducción de impacto ambiental

Se deberán implementar sistemas de mitigación de riesgos químicos para evitar accidentes ecológicos.

Las emisiones equivalentes por kilogramo de hidrógeno producido se reducirán en la medida que se incremente la eficiencia de los procesos. Por ejemplo, la optimización de la planta por integración térmica, reduce el consumo de agua de enfriamiento en cerca de 233,000 m³ de agua por año.

Conclusiones

PRIMERA.- La producción de hidrógeno como combustible limpio debe ser vista como una necesidad mundial, económica y ecológica. Lo anterior debido a que los efectos adversos del cambio climático global han alcanzado límites inaceptables para la población, además de que los recursos de hidrocarburos son explotados cada vez a un costo mayor y se estima su agotamiento en el mediano plazo.

SEGUNDA.- El hidrógeno limpio, producido por procesos acoplados a reactores nucleares, tiene un gran potencial de demanda en el mercado nacional e internacional, como combustible de fuentes móviles, e incluso como elemento energético para usos estacionarios y recurso para procesos químicos.

TERCERA.- Basándose en sus características técnicas, económicas y ambientales, el ciclo termoquímico Azufre-Iodo (S-I) de General Atomics, puede considerarse la mejor opción para la producción de hidrógeno acoplada a calor nuclear, sobresaliendo por encima de las tecnologías de: Electrólisis de Alta Temperatura y Reformación de gas natural.

CUARTA.- La modelación termodinámica del proceso S-I puede realizarse en el simulador comercial Aspen Plus, obteniéndose resultados que representan adecuadamente los datos experimentales en las distintas secciones del proceso.

QUINTA.- La eficiencia energética real del ciclo S-I, calculada por simulación, es del 34%, contrariamente a lo reportado por General Atomics en donde presentan valores tan altos como 51% [62].

SEXTA.- Para reemplazar el 10% del consumo de gasolina por hidrógeno limpio, se requeriría la instalación de aproximadamente cuatro complejos núcleo-químicos, con clusters de cuatro reactores nucleares de 600 MWt cada uno.

SÉPTIMA.- La integración térmica del proceso S-I, consigue ahorros energéticos cercanos al 10% de la energía total demandada por la planta química, además de reducir los costos nivelados del hidrógeno y las emisiones contaminantes del complejo núcleo-químico.

OCTAVA.- Los accidentes de mayor severidad, que se pueden presentar en el complejo, son la explosión de hidrógeno en la sección III del proceso o en almacenamiento y la fuga de ácido sulfúrico en la sección II. La seguridad intrínseca de los reactores PBMR reducen a muy bajos niveles la posibilidad de accidentes nucleares, además de limitar sus consecuencias.

NOVENA.- El diseño de sistemas de seguridad apoyado por APS proporciona sistemas eficientes y a menor costo que el diseño basado únicamente en criterios de ingeniería, garantizando a priori un adecuado nivel de seguridad con un criterio preestablecido de aceptación de riesgo, además, es una herramienta útil para la localización adecuada de válvulas de aislamiento.

DÉCIMA.- El precio al consumidor, del hidrógeno producido en plantas con el diseño original, es competitivo con el precio de la gasolina para un usuario de automóvil híbrido y menor para alguien con automóvil convencional, en una base kilómetro a kilómetro. Si el hidrógeno es producido en una planta optimizada el uso de hidrógeno será económicamente favorable para ambos usuarios.

DECIMOPRIMERA.- Al sustituir el uso de gasolina por hidrógeno limpio, se reducen alrededor de 98.5% las emisiones de gases de efecto invernadero en una base kilómetro a kilómetro, lo que ayuda inequívocamente a frenar los efectos del cambio climatológico global.

DECIMOSEGUNDA.- El consumo de agua por kilogramo de hidrógeno producido, es diez veces superior al demandado por planta química, ya que se tiene que reponer las pérdidas de agua en las torres de enfriamiento.

DECIMOTERCERA.- El proceso S-I de General Atomics es capaz de producir hidrógeno limpio, a costos competitivos y procurando el medio ambiente,

además de diversificar la oferta de combustibles; por lo que se sugiere proponer la iniciativa de adoptar a corto plazo dicho proceso.

Apéndice A “BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA”

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
ID. ANT.	310 A	310 B	312	311A	311B	315	317A	317B	106A	106B	107	108	120	130A	130B
SERVICIO	AGUA DE ALIM.	AGUA	HIDRÓGENO	H2 LAV.	LAV. DE I2	H1X RESIDUAL	H1X RESIDUAL	H1X RESIDUAL	H1X RESIDUAL	H1X RESIDUAL	H1X RESIDUAL	H1X RESIDUAL	AG. DE C101	AG. DE C104	AG. DE P104
FASE	L	L	G	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
T K	298.1500	298.1500	298.1500	298.1500	393.1500	393.1500	368.5100	368.5100	368.5100	368.5100	368.5100	368.5100	384.4000	393.0000	393.0000
T °C	25.0000	25.0000	25.0000	25.0000	120.0000	120.0000	95.3600	95.3600	95.3600	95.3600	95.3600	95.3600	111.2500	119.8500	119.8500
P	1.0130	22.0000	22.0000	22.0000	22.0000	22.0000	22.0000	4.2000	4.2000	4.5000	4.2000	4.2000	4.2000	1.0100	1.8500
F	0.7279	0.7279	0.7141	0.7459	0.7459	0.8186	55.4633	55.4633	1.6634	1.6634	0.4657	53.3341	4.3914	1.4475	1.4475
H2S04	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1231	0.0319	0.0319
SO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H1	0.0000	0.0000	0.0000	0.0029	0.0029	0.0150	6.8455	6.8455	0.2053	0.2053	0.0575	6.5828	0.4196	0.1198	0.1198
I2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0096	4.0533	4.0533	0.1216	0.1216	0.0340	3.8977	0.0198	0.0162	0.0162
H2O	0.7279	0.7279	0.0010	0.7431	0.7431	0.7940	44.5645	44.5645	1.3366	1.3366	0.3742	42.8537	3.8289	1.2797	1.2797
H2	0.0000	0.0000	0.7131	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
ID. ANT.	112	137A	137B	NID	115	116	117A	117B	121	123	125	124	122
SERVICIO	AG. A C105	EF. DE C105	EF. DE C105	AR-103	ALIM. R103	EFL. DE R103	GAS DE S101	GAS DE S101	GAS DE C101	INT. DETE101	DES104	DES104	DETE101
FASE	L	L	L	L	V+L	V+L	G	G	G	G/L	L	G	G/L
T K	369.7066	369.6000	369.6000	369.6000	393.1500	393.1500	393.1500	354.2000	384.4000	289.0000	289.0000	289.0000	289.0000
T °C	96.5566	96.4500	96.4500	96.4500	120.0000	120.0000	120.0000	81.0500	111.2500	15.8500	15.8500	15.8500	15.8500
P	1.8500	1.8500	7.0000	7.0000	7.0000	7.0000	7.0000	4.2000	4.2000	1.8500	1.8500	1.8500	1.0100
F	59.1730	60.3028	60.3028	61.3931	96.6072	96.0815	0.4875	0.4875	0.3672	0.1341	0.0020	0.1321	0.2332
H2S04	0.1550	0.1550	0.1550	0.1550	0.1550	0.6807	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO2	0.0000	0.8945	0.8945	1.6048	0.0111	1.6159	1.0902	0.1015	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.3565	0.0000	0.3566	0.3566	0.3566	0.3566	0.1301	0.0000	0.1301	0.2264
H1	7.1221	7.1221	7.1221	7.1221	0.0990	7.8331	8.8845	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I2	3.9337	3.9511	3.9511	3.9511	0.5676	34.7844	34.2587	0.0053	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	47.9623	48.1801	48.1801	48.2035	0.6598	51.8623	50.8109	0.0241	0.0107	0.0039	0.0020	0.0019	0.0068
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
ID. ANT.	127	142	128	133	134	135	136	139	141	129	118A	118B	131	140
SERVICIO	DES105	O2AATM	AC104	DEC102	AC103	AC105	DEC105	DES102	AC104	DEC104	AC. DES101	AC. DETE103	DEC103	DES102
FASE	L	G	L	G	G	G	G	G	G	G	L	L	L	L
TK	285.0000	300.0000	285.0000	393.0000	393.0000	393.0000	369.6000	384.5000	375.1500	313.0000	393.0000	393.0000	384.5000	384.5000
T°C	11.8500	11.8500	11.8500	119.8500	119.8500	119.8500	96.4500	111.3500	102.0000	39.8500	119.8500	119.8500	111.3500	111.3500
P	1.0100	1.0100	1.0100	1.0100	1.0100	1.0100	1.0100	1.8500	1.8500	1.0100	7.0000	1.8500	1.8500	1.8500
F	0.0031	0.2300	0.3703	0.0051	1.3932	0.1184	1.2748	0.1450	0.0862	0.2313	4.3655	4.3655	3.7384	3.6522
H2SO4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.6807	0.6807	0.7298	0.7298
SO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.9777	0.0831	0.8946	0.0001	0.0311	0.0312	0.0000	0.0110	0.0110	0.0339	0.0028
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.2264	0.3566	0.0000	0.1301	0.1191	0.1191	0.0111	0.1301	0.1301	0.0000	0.0000	0.0111	0.0000
HI	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0193	0.0016	0.0177	0.0002	0.0131	0.0133	0.0000	0.0000	0.0000	0.0131	0.0000
H2O	0.0031	0.0036	0.0138	0.2661	0.0226	0.2435	0.0257	0.0309	0.0566	0.0101	3.6739	3.6739	2.9506	2.9196
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

44	45	46	46a	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57
ID. ANT.	201A	201B	202A	202B	202C	203	204A	204B	205	206A	206B	207	208A	208B
SERVICIO	DES102	DEP204	AE215	AE202-1	AE202F1	DEE202F1	DEE202F1	DEE202-2	DEE202-F2	DEE202-F2	DEE202-3	V. DEE202-F3	L. DEE202-F3	DEE202-4
FASE	L	L	L	LV	LV	V	L	LV	V	L	LV	V	L	LV
TK	384.5000	384.5000	390.0500	603.1500	603.1500	603.1500	603.1500	619.1500	619.1500	619.1500	631.1500	631.1500	631.1500	644.1500
T°C	111.3500	111.3500	116.9000	330.0000	330.0000	330.0000	330.0000	346.0000	346.0000	346.0000	358.0000	358.0000	358.0000	371.0000
P	1.8500	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000
F	3.6522	3.6522	4.9016	4.9016	4.9016	4.9016	4.9016	4.1830	0.6217	3.5614	3.5614	0.3623	3.1991	3.1991
H2SO4	0.7298	0.7298	1.1622	1.1622	1.1622	1.1622	1.1609	1.1609	0.0027	1.1582	1.1582	0.0028	1.1554	1.1554
SO2	0.0028	0.0028	0.0056	0.0056	0.0056	0.0037	0.0019	0.0019	0.0014	0.0005	0.0005	0.0003	0.0002	0.0002
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HI	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	2.9196	2.9196	3.7339	3.7339	3.7339	3.7339	3.0203	3.0203	0.6176	2.4026	2.4026	0.3592	2.0435	2.0435
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	58	59	60	61	62	63	64	64A	65	66	67	68	69	70	71
ID. ANT.	209	SID	SID	232A	232B	232C	233	101B	210A	210B	211A	211B	SID	212	213A
SERVICIO	V. DEE202-F4	VAPOR	VAPOR	AE209 \$	DEE209 \$	DETE-201	AE-102	AC-101	L. DEE202-F4	DEE203	DE5201	DEE-210	VAPOR	L. DEE201	DES-202
FASE	V	V	V	V	L	L	L	L	L	L	V	L	L	L	V
T K	644.1500	637.175	628.53	621.3500	393.1500	393.1500	393.1500	359.6000	644.1500	581.1500	562.8500	393.1500	393.1500	562.8500	517.0500
T °C	371.0000	364.0249		348.2000	120.0000	120.0000	120.0000	86.4500	371.0000	308.0000	289.7000	120.0000	120.0000	289.7000	243.9000
P	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	35.0000	5.2000	5.2000	4.2000	35.0000	35.0000	8.0000	8.0000	5.2000	8.0000	2.0000
F	0.3129	0.6752	1.2968	2.0154	2.0154	2.0154	2.4874	2.4874	2.8862	2.8862	0.1962	0.1962	0.4720	2.6900	0.2758
H2SO4	0.0040	0.0068	0.0095	0.0108	0.0108	0.0108	0.0158	0.0158	1.1514	1.1514	0.0014	0.0014	0.0051	1.1500	0.0036
SO2	0.0001	0.0004	0.0018	0.0055	0.0055	0.0055	0.0056	0.0056	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HI	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.3088	0.6680	1.2856	1.9992	1.9992	1.9992	2.4660	2.4660	1.7347	1.7347	0.1947	0.1947	0.4669	1.5400	0.2722
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	83A	83B	83C
ID. ANT.	213B	214	215A	215B	217A	217B	218	216	SID	219	231A	231B	103	102A	102B
SERVICIO	DEE-211	DES-202	DES-203	DEE-212	VDES-204	DEE-213	DES-204	DES-203	DE C-201	DE C-201	AP-203	DEF-203	AC-104	AP-102	DEF-102
FASE	L	L	V	LV	V	L	L	L	V	L	L	L	L	L	L
T K	393.1500	517.0500	432.8500	408.1500	408.1500	311.1500	408.1500	432.8500	311.1500	311.1500	311.1500	311.1500	311.1500	311.1500	311.1500
T °C	120.0000	243.9000	159.7000	135.0000	135.0000	38.0000	135.0000	159.7000	38.0000	38.0000	38.0000	38.0000	38.0000	38.0000	38.0000
P	2.0000	2.0000	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	1.0100	1.0100	1.0100	4.4000
F	0.2758	2.4142	0.3997	0.3997	0.3813	0.3813	0.0184	2.0145	0.8392	0.7629	1.1442	1.1442	0.9168	0.2273	0.2273
H2SO4	0.0036	1.1464	0.0096	0.0096	0.0009	0.0009	0.0087	1.1368	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HI	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2722	1.2678	0.3901	0.3901	0.3804	0.3804	0.0097	0.8777	0.8392	0.7629	1.1433	1.1433	0.9161	0.2272	0.2272
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	84	85	86	87	88	88A	89	90	91	92	93	94	94A	95	96
ID. ANT.	SID	SID	SID	220A	220B	SID	220C	221	222	226	227	SID	SID	228	230A
SERVICIO	DEC-201	AE-209	AC-201	DEC-201	DEP-201	AE-204	DEE-204	DEE-205	DEE-206	DEE-207	DEE-206	DEE202-1	DEE-201	DEE-208	L DEE-205
FASE	L	L	LV	L	L	L	L	LV	V	V	V	V	LV	LV	L
T K	485.2500	485.2500	485.2500	485.2500	485.0500	630.15	684.15	684.15	796.85	1100.15	704.15	613.1500	400.0500	393.15	393.15
T °C	212.1000	212.1000	212.1000	212.1000	212.9000	357	411	411	523.7	827	431	340	126.9	120	120
P	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	7.0000	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7
F	3.8101	2.5401	2.5401	1.2700	1.2700	1.2700	1.2700	1.5858	2.2079	2.7698	2.5329	2.4170	2.3706	2.3397	1.2494
H2SO4	3.4366	2.2910	2.2910	1.1455	1.1455	1.1455	1.1455	0.8298	0.2076	0.0024	0.2391737	0.3551	0.4015	0.4324238	0.43242384
SO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7131	0.7131	0.7131	0.7131	0.7131	0.00278109
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3158	0.9379	0.4301	0.1933	0.0773001	0.03092	0.0000	0
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3565	0.3565	0.3565	0.3565	0.3565	0
HI	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.3735	0.2490	0.2490	0.1245	0.1245	0.1245	0.1245	0.4403	1.0624	1.2677	1.0309	0.9149	0.8685	0.8376	0.8142
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0	0	0	0


	97	98	99	100	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110	111
ID. ANT.	230B	229	119A	119B	138	301B	302A	302B	303A	303B	304A	304B	307A	307B	309
SERVICIO	DEP-202	VDES-205	DES-101	DETE-104	DEC-102	DEP-301	AE-301	DEE-301	AE-302	DEE-302	AE-303	DEE-303	DEC-301	AS-301	DES-301
FASE	L	V	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	V	LV	V
T K	393.15	393.15	393.15	393.15	393.15	393.15	393.15	511.04	393.15	511.04	511.04	535.15	494.15	298.15	298.15
T °C	120	120	120	120	120	120	120	237.89	120	237.89	237.89	262	221	25	25
P	35	7	7	1.85	1.85	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22
F	1.2494	1.0903	91.2284	91.2284	89.9673	89.9673	56.2296	56.2296	33.7377	33.7377	89.9673	89.9673	2.3770	2.3770	0.73213977
H2SO4	0.4324	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0
SO2	0.0028	0.7103	0.9777	0.9777	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0
O2	0.0000	0.3565	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0
HI	0.0000	0.0000	8.8845	8.8845	8.8845	8.8845	5.5528	5.5528	3.3317	3.3317	8.8845	8.8845	0.3803	0.3803	0.0029
I2	0.0000	0.0000	34.2533	34.2533	34.2533	34.2340	21.3963	21.3963	12.8377	12.8377	34.2340	34.2340	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.8142	0.0234	47.1129	47.1129	46.8487	46.8487	29.2805	29.2805	17.5683	17.5683	46.8487	46.8487	1.2836	1.2836	0.0162
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7131	0.7131	0.7131

	112	113	114	115	116	117	118	119	120	121	122	123	124	125	126
ID. ANT.	308A	308B	306A	306B	306C	SID	SID	SID	305A	305B	305C	305D	313A	313B	314
SERVICIO	DES-301	DEE-305	DEC-301	DEE-301	DEE-307	DEC-301	REC. A C-301	REC. A C-301	L DEC-301	DEE-303	DEE-302	DEE-308	ATE-302	DETE-302	A C-303
FASE	L	L	L	L	L	L	L	LV	L	L	L	L	L	L	L
T K	298.15	494.15	524.15	403.15	368.15	583.15	583.15	605.48	583.15	521.44	401.05	393.15	393.15	393.15	393.15
T °C	25	221	251	130	95	310	310	332.33	310	248.29	127.9	120	120	120	120
P	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	7	22
F	1.6448	1.6448	54.6447	54.6447	54.6447	69.180826	34.5904	34.5904	34.5904	34.5904	34.5904	34.5904	33.8766	33.8766	0.7138
H2SO4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SO3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HI	0.3774	0.3774	6.8306	6.8306	6.8306	1.2497791	0.6249	0.6249	0.6249	0.6249	0.6249	0.6249	0.6120	0.6120	0.0129
I2	0.0000	0.0000	4.0437	4.0437	4.0437	61.806802	30.9034	30.9034	30.9034	30.9034	30.9034	30.9034	30.2657	30.2657	0.6377
H2O	1.2674	1.2674	43.7704	43.7704	43.7704	6.1242454	3.0621	3.0621	3.0621	3.0621	3.0621	3.0621	2.9989	2.9989	0.0632
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

	127	128
ID. ANT.	316A	316B
SERVICIO	ATE-303	DETE-303
FASE	L	L
T K	393.15	393.15
T °C	120	120
P	22	7
F	0.6411	0.6411
H2SO4	0.0000	0.0000
SO2	0.0000	0.0000
SO3	0.0000	0.0000
O2	0.0000	0.0000
HI	0.0008	0.0008
I2	0.6282	0.6282
H2O	0.0122	0.0122
H2	0.0000	0.0000

Apéndice B “Hoja de IHX”

Hoja de Especificación del Intercambiador

1 Company: Posgrado de Ingeniería UNAM									
2 Location: Mexico City									
3 Service of Unit: IHX					Our Reference: EA-100				
4 Item No.: IHX1000					Your Reference: EA-100				
5 Date: MAY 1ST			Rev No.: 3		Job No.: AMA-300				
6 Tamaño		3170 / 7900 mm		Tipo AES		vert Connected In		2 Paralelo	1 Serie
7 Area/Unid(ef)			12803 m2		Carcasas/unida2		Area/Carc.(ef)		6401.5 m2
8 Cumplimiento una unidad									
9 Localización fluido				Lado Carcasa			Lado Tubos		
10 Nombre de fluido				HELIO PROC			HELIO NUC		
11 Cantidad total de fluido				kg/h 766800			831600		
12 Vapor (Ent/Sal)				kg/h 766800		766800		831600	831600
13 Líquido				kg/h					
14 Nocondensable				kg/s					
15									
16 Temperatura (Ent/Sal)				C 296.9		833		900	400
17 Punto cond/evaporación				C					
18 Densidad				kg/m3 6.24		3.25		2.85	4.95
19 Viscosidad				cp 0.031		0.05		0.052	0.035
20 Peso molecular, Vap									
21 Peso molecular, NC									
22 Calor específico				kcal/(kg°C) 1.2408		1.2408		1.2408	1.2408
23 Conductividad térmica				kcal/(h*m°C) 0.212		0.337		0.35	0.237
24 Calor latente				kcal/kg					
25 Presión				kgf/cm2 76.479				71.38	
26 Velocidad				m/s 18.17				10.66	
27 Calda de Presión, perm/cal				kgf/cm2 2.039		1.493		2.039	0.039
28 Resistencia ensuciamiento (min)				m2*h°C/kcal 0.00002				0.00002	
29 Calor Intercambiado				515917500 kcal/h		MTD corregido		83.76	C
30 Coeficiente transferencia-servici				481.1		Sucio 483.1		Limpio 495.2	kcal/(h*m2°C)
31 Construcción de carcasa					31 Dibujo				
				Lado Carcasa		Lado Tubos			
32 Presión Diseño/Prueba				kgf/cm2 83.665 / Código		78.041 / Código			
33 Temperatura de Diseño				C 871.11		937.78			
34 Número de pasos en carcasa				1		1			
35 Espesor de corrosión				mm 1.59		1.59			
36 Conexiones				Adentro 1100 /		1400 /			
37 Tamaño/Compr.				mm 1300 /		1200 /			
38				Intermedio /		/			
39									
40 Núm.tubos 13975		DE 20		1.65 mm		Longitud 7900 mm		Trazado 25 mm	
41 Tube type				Material CS		Trazado tubos 30			
42 Carcasa CS		ID OD 5850 mm		Cubierta carcasa CS		CS			
43 Canal or bonnet CS				Cubierta canal CS		CS			
44 Placa tubular estacionaria CS				Cabezal flotante CS		CS			
45 Cubierta cabezal flotante CS				Placa choque ninguna		ninguna			
46 Deflector-cruzando CS		Tipo Simple		Corte(%d) 24		hor		mm	
47 Deflector-long				Tipo sello		Entrada 279.4		mm	
48 Supports-tube				Vuelta-U		Tipo			
49 Sello bypass				Junta tubos-placa		ranura/Expander			
50 Junta de expansión				Tipo					
51 RhoV2-Boquilla entrada 2026		Entrada haz		2785		Salida haz		6664 kg/(m*s2)	
52 Empaque-carcasa				Lado Tubos					
53 Cabezal flotante									
54 Requerimientos del código		ASME Código Sec VIII Div 1		Clase TEMA		B			
55 Peso/Carcasa 5691582		Lleno de agua		5781040		Haz		121334.6 kg	
56 Comentarios									
57									
58									

Apéndice C “Costos de equipo principal”



RETORNO 8 DE CECILIO ROBELO No 25 TEL. 25243293

Estimado Ing. Mendoza,

Reciba este informe en relación a la estimación de equipos (budget) que usted amablemente nos solicitó bajo la orden de servicio ICDI-0348-2009, respondiendo a sus especificaciones y balance de materia y energía. Le recuerdo que estos presupuestos son tipo budget y pueden variar ampliamente dependiendo de los costos de acero y aleaciones.

Reactor R-103 en concreto armado y contacto de acero alta aleación	17,645,000 USD
Columna de destilación a vacío C-201	13,200,000 USD
Vaporizadores E-204 y E-205 en Hastelloy (C/U)	3,890,000 USD
Cambiador E-206 en Incoloy 800 HT	6,000,000 USD
Reactor E-207 en Incoloy 800 HT	9,700,000 USD
Columna Empacada C-301 en alta aleación	21,600,000 USD

Le recuerdo que nosotros no realizamos construcción, pero nos ponemos a sus ordenes para contactarlo con empresas especializadas, mismas que podrán realizar estudios de costos detallados para sus intereses.

Esperamos poder seguir atendiendo sus necesidades en el futuro.

Atentamente

Ing. Claudia Rodríguez Silva

Gerente de Ventas

Referencias

1. Chiba Mitsugi, Arai Harumi y Fukuda Kenzo, "WE-NET: Japanese hydrogen program", International Journal of Hydrogen Economy, Vol. 23, Tomo 3, Estados Unidos, 1998.
2. Lewis Page, "EU parliament says yes to hydrogen cars", EU Environment, 04/09/08, Belgica, 2008.
3. US Department of Energy, "International Energy Outlook 2008", Reporte DOE/EIA-0484, Estados Unidos, 2008.
4. Reynaldo Tapía, "Consumo de agua en números", Revista Reconocer, Vol. 58, México, 2007.
5. Mendoza Alexander, "Desulfuración de Diesel: Comparativo Tecnológico", UNAM, México, 2005.
6. Kreith Frank, et al., "Handbook of Energy Efficiency and Renewable Energy", 1er edición, CRC Press, Estados Unidos, 2007.
7. Torres Gerardo, et al., "Procesos de Refinación", IMP, México, 2006.
8. Maslin Mark, "Riscaldamento Globale", Editoriale Olivero, Italia, 2008.
9. Duffy Geoffrey, "Even doubling or tripling the amount of CO2 will have little impact on temps", The New Zealand Climate Science Coalition, 05/09/08, Nueva Zelanda, 2008.
10. Calentamiento Global, Consulta por Internet el día 01/05/09, <http://es.wikipedia.org/wiki/Archivo:CO2-Temp.png>
11. Roach John, "Is Global Warming Making Hurricanes Worse?", National Geographic News, 04/08/05, Estados Unidos, 2005.
12. Cruz Noé, "México halla reserva histórica de petróleo", 17/02/09, Diario el Universal, México, 2009.
13. Rodríguez Isrrael, "Reservas probadas de crudo en México, para menos de 10 años", 23/02/07, La Jornada, México, 2007.
14. Cabrera Enriqueta, "México: hacia el fin de la era del petróleo", 02/01/06, Revista Proceso, México, 2006.
15. Cruz Noé, "Dividen a Chicontepec", 18/02/09, Diario el Universal, México, 2009.
16. Howden Daniel, "World oil supplies are set to run out faster than expected", 14/06/07, The Independent, Inglaterra, 2007.
17. Reihem Thomas, "Honda's FCX Clarity the car of the future", Honda News, 16/04/08, Japón, 2008.
18. Hydrogen Cars and Vehicles, Consulta por Internet, 01/05/09, <http://www.hydrogencarsnow.com/blog2/index.php/hydrogen-cars/toyota-fchv-advanced-hydrogen-vehicle-has-range-of-516-miles/>
19. Glukman David, "Ford Fusion Hydrogen 999 News", Car & Driver Magazine, Vol. 32, agosto de 2007, Estados Unidos, 2007.
20. Dizard John, "Bush, Iraq and the hydrogen economy", Financial Times, 31/01/05, Inglaterra, 2005.
21. Mort Ambert, "The American Nuclear Hydrogen Initiative", Reporte DOE-0785, Estados Unidos, 2008.
22. Wald Matthew, "U.S. Drops Research Into Fuel Cells for Cars", The New York Times, 07/05/09, Estados Unidos, 2009.

23. Niedermeyer Edward, "Obama Cuts Hydrogen Research Funds", The Washington Post, 09/05/09, Estados Unidos, 2009.
24. Camara de Diputados de la Nación Argentina, "Programa Nacional de Investigación Científica Aplicada, Desarrollo Tecnológico e Innovación Productiva en el Área del Hidrógeno Como Fuente de Energía", Iniciativa de Ley, Argentina, 2005.
25. Árpád Nagy, "World Primary energy consumption in 2002", Energy, Vol. 16, Hungría, 2003.
26. Heinz Karl, "Bio-Wasserstoff: Eine Strategie zur Befreiung aus der selbstverschuldeten Abhängigkeit vom Öl", 1er edición, Urheberrechtlich Geschütztes, Alemania, 2008.
27. Borne Thomas, "Alcohols Production in the U.S.", United States Department of Agriculture, REP-DOA-1749, Estados Unidos, 2009.
28. Perry Robert, "Manual del Ingeniero Químico", sexta edición, Mc. Graw Hill, Colombia, 1997.
- 28A. Petróleos Mexicanos, "Reporta PEMEX sus resultados operativos correspondientes al primer cuatrimestre de 2009", Boletín No. 114, 21/05/09, México, 2009.
29. Página de la Comisión Nacional Para el Uso Eficiente de la Energía, Consulta por internet el día 01/05/09, http://www.conae.gob.mx/wb/CONAE/CONA_2080_hidrogeno/_rid/6261?page=4
30. Gómez Natalia, "Computadora del futuro funcionará con hidrógeno", 05/05/09, Diario El Universal, México, 2009.
31. Scientific Instrument Services, "Exact Masses of the Elements and Isotopic Abundances", SIS INC. Document, Estados Unidos, 2006.
32. Lamarsh John, et al., "Introduction to nuclear engineering", 3ra Edición, Prentice Hall, Estados Unidos, 2001.
33. European Nuclear Society, "Uranium Resources", Consulta por Internet el día 01/05/09 <http://www.euronuclear.org/info/encyclopedia/u/uranium-reserves.htm>
34. Blaise Robert, "Nuclear Fuel Resources: Enough to last?", NEA News, 20.2, Francia, 2002.
35. Nuclear Energy Agency, "Uranium 2005: Resources, Production and Demand", NEA (Red Book), Francia, 2005.
36. Basdevant Jean-Louis, "Fundamentals in Nuclear Physics: From Nuclear Structure to Cosmology", 1ra Edición, Springer, Estados Unidos, 2005.
37. Venter Irma, "Low profile metal may also be solution to world's energy hunger", 16/03/07, Mining Weekly, Estados Unidos, 2007.
38. International Atomic Energy Agency, "Thorium fuel cycle potential benefits and challenges", IAEA-TECDOC-1450, Austria, 2005.
39. Williams T. "Kernbrennstoff: Eine nachhaltige Energiequelle oder eine gesellschaftliche Belastung?", Atw. Internationale Zeitschrift für Kernenergie, Tomo II, Vol. LII, Alemania, 2007.
40. Uranium Stocks, "Uranium: How high could the price go... 576?", 10/02/07, Uranium Stocks Newsletter, Estados Unidos, 2007.
41. Olson Thomas, "Nuclear power companies hunker down as uranium prices soar", 10/06/09, Trib Live Business, Estados Unidos, 2009.
42. Salazar Ken, et al., "Mineral Commodity Summaries 2009", U.S. Department of the Interior, Estados Unidos, 2009.
43. Lifton Jack, "A Business Perspective On Thorium Fuel For Nuclear Power", 11/05/09, Nuclear Power Industry News, Estados Unidos, 2009.
44. The UX Consulting Company, LLC, "UxC Nuclear Fuel Price Indicators", Consulta por Internet el día 25/05/09, http://www.uxc.com/review/uxc_Prices.aspx

45. Kemm Kelvin, "Development of the South African Pebble Bed Modular Reactor System", The Uranium Institute, Twenty Fourth Annual International Symposium, Inglaterra, 1999.
46. Icon Group International, "The 2009-2014 World Outlook for Nuclear Electric Power Generation", Icon Publication ICON1960084, Estados Unidos, 2009.
47. World energy resources and consumption, Consulta por internet el día 01/05/09, http://en.wikipedia.org/wiki/World_energy_resources_and_consumption
48. World Nuclear Association, "World Nuclear Power Reactors 2007-09 and Uranium Requirements", 01/05/09, WNA Publications, Estados Unidos, 2009.
49. Shneider Mycle, "The World Nuclear Industry Status Report 2007", TG European Free Alliance, Bélgica, 2007.
50. Heinloth Klaus, "How Science Can Contribute to the Development of New Energy Technologies: The German Experience and Perspectives", IEA Conference: Linking Basic Science and Development of New Energy Technologies, Francia, 2003.
51. Hesketh R.P., "Reaction Engineering for Pollution Prevention", 1ra Edición, Elsevier Science B.V., Estados Unidos, 2000.
52. Sink Carl, "Hydrogen Production Program in the U.S.", U.S.-DOE, Fourth NEA Information Exchange Meeting on Nuclear Production of Hydrogen, Estados Unidos, 2009.
53. Little Donald, "Catalytic Reforming", 1ra Edición, Pennwell Corp, Estados Unidos, 1985.
54. Kobayashi Hisashi, et al., "Method for Producing Hydrogen", Patente No. US 6 767 530, Asignada el 27/07/2004, Estados Unidos, 2004.
55. Bowman John, et al., "Method and System for Producing Hydrogen by Reforming Hydrogen containing Gas", Patente No. US 7 384 620, Asignada el 10/06/2008, Estados Unidos, 2008.
56. Wheat Spencer, et al., "Apparatus and Methods for Producing Hydrogen", Patente No. US 7 402 287, Asignada el 22/07/2008, Estados Unidos, 2008.
57. Berne F. et al, "Industrial Water Treatment", 2da Edición, L'institut Francais Du Petrole, Francia, 2005.
58. ASME, "ASME Consensus Documents on Feedwater, Boiler Water, Steam, and Lay-up of Boiler Systems", ASME's Center for Research and Technology Development, Estados Unidos, 2003.
59. Peter Andrew, "System and Method for the Production of Hydrogen", Patente No. US 0 138 122 A1, Asignada el 21/06/2007, Estados Unidos, 2007.
60. Seiji Kasahara, et al., "Flowsheet Study of the Thermochemical water-splitting iodine-sulfur process for effective hydrogen production", International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 32, Estados Unidos, 2007.
61. Norman John, et al., "Process For Hydrogen Production from Water", Patente No. US 4 127 644, Asignada el 28/11/78, Estados Unidos, 1978.
62. L.C. Brown, et al., "Alternative Flowsheet For the Sulfure Iodine Thermochemical Hydrogen Cycle", Rep. GAA24266, General Atomics, Estados Unidos, 2003.
63. Brown Nicholas, "Analysis Model for SI and HYS Thermochemical Cycle Coupled to High Temperature Gas Cooled Reactor", 2007 International Topic Meeting on Safety and Technology of Nuclear Hydrogen Production, Control and Management, Estados Unidos, 2007.
64. Deokjing-dong, "High Temperature and High Pressure Corrosion Resistant Process Heat Exchanger for a Nuclear Hydrogen Production System", Patente Internacional WO 2008/069426 A1, Asignada el 12/06/08, Korea, 2008.

65. Kim Seung-Jun, "Improvement of Neumann's Model for Binary and Ternary Mixtures in the HI Section of SI Thermochemical Water Splitting Cycle", 2007 International Topic Meeting on Safety and Tecnology of Nuclear Hydrogen Production, Estados Unidos, 2007.
66. Kane Cheikhou, et al., "Sulfur-iodine thermochemical cycle: HI decomposition flow sheet analysis", International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 33, Estados Unidos, 2008.
67. Aspen Tech, "Aspen Physical Property System – Physical Property Methods and Models", Aspen Technology, Inc. Estados Unidos, 2001.
68. Mathias Paul, "Thermodynamics of the Sulfur Iodine Cycle for Thermochemical Hydrogen Production", 68th Annual Meeting of the Society of Chemical Engineers, Japón, 2003.
69. Takizuka Takakazu, "Reactor Technology Development Under the HTTR Porject", 1st COE-INES International Symposium, Japón, 2004.
70. Nichols D.R., "Status of the Pebble Bed Modular Reactor", Nuclear Energy 39, No. 4, Estados Unidos, 2000.
71. Dulera I., "High Temperature Reactors", Journal of Nuclear Materials, Vol. 383, Tomo 2, Estados Unidos, 2008.
72. Gee Donald, "The Pebble Bed Modular Reactor", Arizona State University Publications, Estados Unidos, 2002.
73. Greyling Thinus, "Pebble Bed Modular Reactor (PBMR) a Power Generation Leap into the Future", Pebble Bed Modular Reactors Ltd., Sudáfrica, 2008.
74. Lyman Edwin, "The Pebble-Bed Modular Reactor (PBMR): Safety Issues", Physics and Society, Vol. 30, No. 4, Estados Unidos, 2001.
75. Ebrahim M., "Pinch technology: an efficient tool for chemical-plant energy and capital-cost saving", Applied Energy, Vol. 65, No. 45, Estados Unidos, 2000.
76. Kemp, I.C., "Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy", 2da Edición, Estados Unidos, 2006.
77. Petersen Helge, "The Properties of Helium: Density, Specific Heats, Viscosity, and Thermal Conductivity at Pressures from 1 to 100 bar and from Room Temperature to about 1800 K", Danish Atomic Energy Commission, Rep. 224, Dinamarca, 1970.
78. Mendoza Alexander, et al., "Use of PSA for Design of Emergency Mitigation Systems in a Hydrogen Production Plant, using General Atomics SI Cycle Technology, Section II -Sulfuric Acid Decomposition-", Fourth NEA Information Exchange Meeting on Nuclear Production of Hydrogen, Estados Unidos, 2009.
79. Greenberg Harris, "Risk Assessment and Risk Management for The Chemical Process Industry", 2da Edición, Van Nostrand Reinhold, Estados Unidos, 1991.
80. Mc. Adams RL, "Material Safety Data Sheets", Rep. ACC #37575, Estados Unidos, 2006.
81. Associated Press, "The New York Times", Página A39, 12 de Octubre de 2008, Nueva York, Estados Unidos, 2008.
82. C. L. Smith, "Systems Analysis Programs for Hands-On Integrated Reliability Evaluations (SAPHIRE) v. 6.77", Idaho National Laboratory, Idaho Falls, Estados Unidos, 2005.
83. Fullwood Ralph, "Probabilistic Safety Assessment in the Chemical and Nuclear Industries, Butterworth Heinemann", Nueva York, Estados Unidos, 2000.
84. CCPS/AICHE, "Guidelines for Process Equipment Reliability Data", AIChE, Estados Unidos, 1989.
85. Bari R., et al., "Probabilistic Safety Analysis Procedures Guide", NUREG/CR-2815 [BNL-NUREG-51559], Brookhaven National Laboratory, Estados Unidos, 1985.

86. Uhde-Jacobs, "Manual de procedimientos técnicos – Sección F-2 Estimaciones Económicas", Uhde-Jacobs de México, México, 2006.
87. Camara de Diputados del H. Congreso de la Unión, "Ley Federal de Derechos", Diario Oficial de la Federación, 13/11/2008, México, 2008.
88. Harold Bryan, "Water and Waste Water Engineering", 2da Edición, H. Wesley, Estados Unidos, 2009.
89. Secretaría de Hacienda y Crédito Público, "Lineamientos para la elaboración y presentación de análisis costo beneficio de los programas y proyectos de inversión", Diario Oficial de la Federación, 18/03/08, México, 2008.
90. Energy Information Administration, "Gasoline and Diesel Fuel Update", Consulta por Internet el día 5/06/09, <http://tonto.eia.doe.gov/oog/info/gdu/gasdiesel.asp>
91. Davis Patrick, "Hydrogen Cost Competitive on a Cents per Mile Basis-2006", DOE Hydrogen Program Records, Record 5038, Estados Unidos, 2006.
92. Fthenakis Vasilis, "Greenhouse-gas emissions from solar electric-and nuclear power: A life cycle study", Energy Policy, Vol. 35, Tomo 4, Estados Unidos, 2006.
93. Toyota Motor Corporation, "Well-to-Wheel Analysis of Greenhouse Gas Emissions of Automotive Fuels in the Japanese Context", Mizuho Information & Research Institute, Inc., Japón, 2004.
94. Rosaler Robert, "The Standard Handbook of Plant Engineering", 2da Edición, McGraw Hill, Estados Unidos, 1995.

Índice de figuras

Figura 1. Demanda mundial de energía por tipo de combustible	2
Figura 3. Retención de Energía Solar	5
Figura 4. Relación entre CO ₂ y Temperatura Media Mundial	6
Figura 5. Precio histórico y proyectado del petróleo	8
Figura 6. Transmutación de Torio-232 a Uranio-233.....	17
Figura 7. Precio del Uranio (U ₃ O ₈)	19
Figura 8. Precio del Torio (ThO ₂)	20
Figura 9. Proceso de Reformación Catalítica	25
Figura 10. Electrólisis de alta temperatura.....	27
Figura 11. Ciclo termoquímico S-I	32
Figura 12. Sección Bunsen	44
Figura 13. Sección II	48
Figura 14. Sección III	51
Figura 15. Sección I en Aspen Plus.....	57
Figura 16. Sección II en Aspen Plus.....	58
Figura 17. Sección III en Aspen Plus.....	58
Figura 18. Red de intercambio de calor Helio-Proceso.....	60
Figura 19. Vasija del reactor PBMR (250MWt)	62
Figura 20. Elemento combustible para un PBMR	63
Figura 21. Reactor Nuclear PBMR	64
Figura 22. Sección Térmica del PBMR	65
Figura 23. Simulación específica para integración térmica	71
Figura 24. Curva compuesta caliente	72
Figura 25. Curva compuesta fría	73
Figura 26. Punto Pinch.....	74
Figura 27. Gran Curva Compuesta	75
Figura 28. Red de Intercambio Integrada	77
Figura 29. Reducción de consumo energético en MW.....	78
Figura 30. Nueva Red de Intercambio Helio-Proceso	80
Figura 31. Definición de IHX en Aspen B-Jac.....	82
Figura 32. Definición de IHX en Aspen B-Jac.....	83
Figura 33. Diagrama Dimensional de EA-100	84
Figura 34. Arreglo de Tubos EA-100	84
Figura 35. Proceso de diseño apoyado en APS	96
Figura 36. Zona de análisis APS.....	98
Figura 37. Sistema de aislamiento	99
Figura 38. Sistema de neutralización	100
Figura 39. Sistema de lavado de emergencia	101
Figura 40. Árbol de Eventos.....	103
Figura 41. Árboles de fallas.....	105
Figura 42. Cuantificación inicial de riesgo	108
Figura 43. Variación de la importancia al riesgo con EFS	111
Figura 44. Variación de la importancia al riesgo con EFS	111
Figura 45. RAW de válvula 53	112
Figura 46. RRW después de eliminar válvula V53.....	112
Figura 47. Frecuencia de formación de nube tóxica.....	113
Figura 48. Aporte porcentual a frecuencia	114
Figura 49. Precio promedio de la gasolina.....	126

Índice de tablas

Tabla 1. Propiedades Físicoquímicas del Hidrógeno.....	13
Tabla 2. Reservas Convencionales de Uranio [33]	16
Tabla 3. Reservas Razonablemente Aseguradas de Torio.....	18
Tabla 4. Parámetros para Sistema HIX's [66].....	55
Tabla 5. Bases de diseño para proceso SI	56
Tabla 6. Resultados Principales del BME	59
Tabla 7. Balance de Helio	61
Tabla 8. Elementos que demandan Calor	70
Tabla 9. Elementos que demandan Enfriamiento.....	70
Tabla 10. Resultados Principales del BME Optimizado.....	79
Tabla 11. Balance de Helio en Proceso Optimizado.....	79
Tabla 12. Modelos de Cálculo	106
Tabla 13. Parámetros de cálculo de indisponibilidades [85]	107
Tabla 14. Indisponibilidades reportadas o estimadas.....	107
Tabla 15. Medidas de importancia en el sistema original.....	109
Tabla 16. Etapas de reconfiguración.....	113
Tabla 17. Costo total estimado para equipos principales.....	116
Tabla 18. Costos para planta nuclear-química.....	122
Tabla 19. Flujo de capital de inversión.....	123
Tabla 20. Inversión de capital	124
Tabla 21. Costos de operación y mantenimiento	125

Lista de Acrónimos

A.E.	Agua de Enfriamiento
APS	Análisis Probabilístico de Seguridad
BME	Balance de Materia y Energía
CCF	Compresor de Circulación Forzada
DACCC	Distribución Adecuada de Contribuciones de Conjuntos de Corte
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DOE	Departamento de Energía de los Estados Unidos de América
DTI	Diagrama de Tuberías e Instrumentación
EFS	Sistema de Lavado de Emergencia
ELECTNRTL	Modelo termodinámico electrolítico-NRTL
EUA	Estados Unidos de América
FEC	Frecuencia Total del Estado Final Crítico
FGD	Falla de Generadores Diesel
FRP	Falla de Red (eléctrica) Principal
GEI	Gases de Efecto Invernadero
HAT	Helio de Alta Temperatura
HAZOP	Estudio de Peligros y Operatividad
HIX's	Mezcla de compuestos de yodo
HL	Hidrógeno Limpio
HTE	Electrólisis de Alta Temperatura
HTGR	Reactor Nuclear de Alta Temperatura Enfriado por Gas
IDC	Interés Durante Construcción
IHX	Cambiador de Calor Intermedio
MWt	Mega watt térmico
NRTL	Modelo termodinámico de “dos líquidos no aleatorios”
PBMR	Reactor Modular de Lecho de Esferas
RAW	Tasa de Incremento de Riesgo
RD	Disco de Ruptura
RRW	Tasa de Reducción de Riesgo
RV	Válvula de Relevo
SCP	Sistema de Control Principal
S-I	Ciclo Termoquímico Azufre-Iodo
SIH	Sistema de Inventario de Helio
SIHP	Sistema de Inventario de Helio de Proceso
SMCC	Sistema de Manejo y Control de Combustible
SMR	Reformado de Metano con Vapor
SWU	Unidad de Trabajo Separativo
UE	Uranio Enriquecido