



**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA**  
**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA**

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD  
TECNICO - ECONOMICO PARA  
LA PRODUCCION DE HIDROGENO  
A PARTIR DEL GAS NATURAL  
EN EL COMPLEJO YURA  
DIVISION -CACHIMAYO**

**Desarrollo de Tesis para la obtención del Título Profesional  
de los Bachilleres:**

**LUNA VIDAL, JORGE FERNANDO  
RELUZ VELA, ROXANA MARIBELL**

**Diciembre del 2002**

Dedicado a:

A nuestros padres que mediante su esfuerzo nos apoyaron para nuestra realización como profesionales, de igual manera a todas las personas que nos apoyaron de distintas maneras para la realización de este trabajo

Los autores.

## PRÓLOGO

La explotación de los yacimientos del Gas de Camisea permitirá el desarrollo de nuevas industrias en nuestro país, de igual manera algunas industrias ya constituidas adaptaran sus procesos a esta materia prima.

Nosotros, conociendo que la creciente demanda de energía eléctrica en el departamento del Cuzco, debido al crecimiento urbano, ocasiona una restricción de la energía para el sector industrial en dicha zona y provoca una alza de las tarifas en determinadas horas del día; lo que ocasiona que empresas como YURA-DIVISION CACHIMAYO, que tiene como su principal proceso, la producción de Hidrogeno vía la electrólisis del agua, tenga que limitar su producción debido al alto consumo de energía.

Esta problemática nos llevó a indagar y ver la posibilidad de efectuar un cambio en el proceso de producción de Hidrógeno utilizando como materia prima el Gas Natural.

Para el desarrollo de este estudio de factibilidad fue necesario la recopilación de información bibliográfica, consultas a empresas de diseño de estas plantas y visitas a las instalaciones de YURA - DIVISION CACHIMAYO, donde nos brindaron todas las facilidades para la recopilación de datos necesarios para el trabajo. Una vez en el sitio verificamos la flexibilidad de las plantas para duplicar su capacidad de producción así como las inversiones que se requieren.

El presente, es un trabajo de análisis de muchas variables técnicas y económicas que nos llevará a la selección de la tecnología más adecuada y a la factibilidad del proyecto.

## INDICE

<b>DEDICATORIA.....</b>	<b>2</b>
<b>PRÓLOGO .....</b>	<b>3</b>
<b>INDICE.....</b>	<b>4</b>
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>6</b>
<b>CAPITULO I Estudio y Análisis del Complejo YURA División - Cachimayo..</b>	<b>8</b>
1.1 Introducción.....	9
1.2 Proceso de Fabricación de Nitrato de Amonio.....	9
1.3 Planta de Electrólisis de Agua.....	10
<b>CAPITULO II Procesos Industriales de Producción de Hidrógeno.....</b>	<b>14</b>
2.1 Introducción.....	15
2.2 Reformado al Vapor.....	15
2.3 Oxidación Parcial.....	25
2.4 Reformado Auto Térmico.....	29
2.5 Aumento de la Producción de Hidrógeno.....	32
2.6 Sistema de Purificación.....	35
2.7 Proceso Convencional y Avanzado.....	40
2.8 Evaluación del Proceso más óptimo para la Producción de Hidrógeno en el Complejo de Cachimayo.....	43
<b>CAPITULO III Elección Técnica Económica de la Tecnología más ventajosa.....</b>	<b>54</b>
3.1 Haldor Topsoe.....	55
3.2 Linde AG.....	58
3.3 Otras Empresas .....	61
3.4 Elección de la Alternativa más ventajosa.....	62
3.5 Conclusiones .....	66
3.6 Detalles del Informe enviado por Haldor Topsoe.....	66
3.7 Balance de Materia y Energía en el Proceso Haldor Topsoe.....	69
3.8 Descripción del Proceso Haldor Topsoe.....	70
3.9 Estudio de Impacto Ambiental.....	73
<b>CAPITULO IV Estudio del Proyecto Gas de Camisea.....</b>	<b>74</b>
4.1 Antecedentes.....	75
4.2 Composiciones del gas seco.....	76
4.3 Rutas del Gaseoducto y Poliducto.....	77
4.4 Demanda.....	77
4.5 Tarifas .....	78
4.6 Aspectos pendientes .....	78
4.7 Estimación de Ruta hasta Planta Cachimayo .....	78
4.8 Evaluación de Factibilidad de construir un Gaseoducto para Cachimayo.....	80
4.9 Evaluación de Factibilidad de construir un Gaseoducto hasta Cusco.....	82

<b>CAPITULO V Evaluación Económica y Financiera.....</b>	<b>84</b>
5.1 Resultados .....	85
5.2 Inversión de Capital fijo para una Planta de Hidrógeno.....	86
5.3 Evaluación Económica.....	87
5.4 Análisis de Sensibilidad de la Evaluación Económica.....	93
5.5 Evaluación Financiera.....	95
5.6 Análisis de Sensibilidad de la Evaluación Financiera.....	101
<b>CAPITULO VI Observaciones y Conclusiones.....</b>	<b>103</b>
6.1 Observaciones .....	104
6.2 Conclusiones .....	104
<b>ANEXO I</b> Layout del Complejo Yura División – Cachimayo .....	107
<b>ANEXO II</b> Procesos Actuales de las Plantas: Descripción .....	111
<b>ANEXO III</b> Planta de Electrólisis .....	131
<b>ANEXO IV</b> Gráficos Termodinámicos de Reformado al Vapor y Oxidación Parcial.....	140
<b>ANEXO V</b> Diagramas de Flujo de Procesos de Producción de Hidrógeno.....	146
<b>ANEXO VI</b> Sistema PSA Linde.....	150
<b>ANEXO VII</b> Tubo del Reformador de Haldor Topsoe .....	152
<b>ANEXO VIII</b> Diagramas de Tecnología Linde .....	154
<b>ANEXO IX</b> Documentación enviada por Haldor Topsoe.....	157
<b>ANEXO X</b> Balance de Materia y de Calor.....	175
<b>APENDICE I</b> Proyección de la Producción y Consumos de la Planta de Cachimayo.....	186
<b>APENDICE II</b> Estudio Económico para duplicar Capacidad de la Planta de Cachimayo (1982).....	196
<b>APENDICE III</b> Ruta del gaseoducto al Cusco.....	199
<b>APENDICE IV</b> Registro Fotográfico.....	201
<b>APENDICE V</b> Cartas enviadas para obtener información.....	207
<b>BIBLIOGRAFIA.....</b>	<b>219</b>

# **INTRODUCCION**

## INTRODUCCIÓN

El presente estudio de factibilidad, tiene como finalidad proponer una alternativa técnica económica para producir Hidrógeno a partir del gas de Camisea y reemplazar el sistema actual de producción de Hidrógeno a partir de la Electrólisis del agua del complejo YURA S.A. División - Cachimayo - Cuzco, proceso mediante el cual se tiene el principal cuello de botella en cuanto a costo de producción se refiere, debido al alto consumo de energía (24MW).

La capacidad actual de la planta de Hidrógeno es de 4550 Nm<sup>3</sup>/h; pero debido a las limitaciones de energía y al desmontaje de un electrolitor sólo se opera con 3900Nm<sup>3</sup>/h. Reemplazar esta capacidad por una planta a partir de Gas Natural, que tendría un costo aproximado de 10 millones de dólares (incluyendo montaje), resultaría antieconómico como se demostrará en el presente estudio.

Como el consumo de Nitrato grado Técnico y Anfo del mercado nacional es alrededor de 360 Tn/día y la capacidad actual de la planta es de 110 Tn/día (operando solo 25 días, debido a la falta de amoníaco); la alternativa que se propone contempla alcanzar la máxima producción de diseño de la planta, 220Tn/día de Nitrato de Amonio, esto implica duplicar la producción de hidrógeno a 9100 Nm<sup>3</sup>/h; por este motivo nuestra propuesta en el presente desarrollo se basa en el estudio de una planta de 10,000 Nm<sup>3</sup>/h de Hidrógeno a partir del Gas Natural de Camisea. Para esto es necesario ampliar las Plantas de Amoníaco, Nitrógeno y de Ácido Nítrico, estudio que esta en desarrollo por personal de la Empresa.

Es necesario mencionar que las plantas a las que se hace referencia fueron diseñadas para ser adaptadas a una mayor capacidad, considerando que la planta de Nitrato de Amonio está diseñada para trabajar a 220Tn/día.

A continuación estudiaremos los procesos más óptimos para la producción del Hidrógeno como son el Reformado al Vapor, Oxidación Parcial y Reformado auto térmico; en esta parte se tomarán en cuenta los requerimientos de materia prima, consumos de energía facilidades de operación, pureza é inversión.

Una vez seleccionado el proceso más óptimo procedemos a elegir la tecnología que nos brinde las mayores ventajas técnico económicas y que se adapte mas fácilmente a la actual tecnología del complejo Cachimayo. Para esto hemos solicitado información a las empresas que desarrollan este tipo de tecnología como Linde, Haldor Topsoe, Lurgi, Krupp Uhde y Kellogg; quienes en algunos casos mostraron interés por el proyecto y nos brindaron referencias a cerca de su tecnología.

Una vez seleccionada la tecnología hemos procedido a su estudio termodinámico y dimensionamiento de los equipos claves del proceso, en base a un programa de cálculos en ingeniería Química (Desing II).

La parte final muestra una evaluación económica donde se determinará que tan factible es el proyecto.

# **CAPITULO I**

## **ESTUDIO Y ANALISIS DEL COMPLEJO YURA DIVISION – CACHIMAYO**

# I. ESTUDIO Y ANÁLISIS DEL COMPLEJO YURA DIVISIÓN - CACHIMAYO

## 1.1 INTRODUCCIÓN

Cachimayo es una planta industrial de propiedad de la empresa privada YURA S.A. y forma parte del grupo Gloria; está ubicada en el Distrito de Cachimayo, provincia de Anta, a 14,7 Km. al norte de la ciudad del Cusco.

Cachimayo cuenta con infraestructura y tecnología alemana UHDE y ha desarrollado tecnología propia para producir Nitrato de Amonio de grado Anfo, Técnico y Fertilizante Nitrogenado compacto.

Por su versatilidad la planta puede producir Nitrato de Amonio con características especiales de acuerdo a las exigencias y requerimientos de la minería, agricultura, industria y uso doméstico; produciéndose así los siguientes nitratos:

1. Nitrato de Amonio Grado ANFO al 34.5% N<sub>2</sub>, en sacos de 50 Kg.
2. Nitrato de Amonio Técnico (NAT) al 34.5% N<sub>2</sub>, en sacos de 50 Kg.
3. Fertilizante Nitrogenado Compacto al 33.0% N<sub>2</sub>, en sacos de 50 Kg.
4. Fertilizantes para plantas ornamentales, de uso doméstico al 33% N<sub>2</sub>, en bolsas de 0.5 y 1 Kg.

Asimismo, durante la fabricación de los nitratos se obtiene varios productos intermedios como el oxígeno, ácido nítrico, agua destilada, amoníaco líquido, nitrógeno, hidrógeno y agua amoniacal, los cuales han sido comercializados para uso medicinal o industrial.

Por razones económicas en este nuevo arranque de la planta realizado en Octubre del 2001, la dirección de Yura, decidió producir Nitrato de Amonio grado Anfo y tiene como proyecto la venta de solución de Nitrato de Amonio al 80%, produciendo sólo Nitrato Técnico en caso de pedido.

En el **Anexo I** se muestra la reseña histórica y el Layout del Complejo Yura División - Cachimayo.

## 1.2 PROCESO DE FABRICACIÓN DE NITRATO DE AMONIO

El proceso que se utiliza para la fabricación de los nitratos antes mencionados es el resultado de una serie de procesos químicos a partir de las materias básicas: aire y agua, su conversión en productos intermedios: Hidrógeno, Nitrógeno, Amoníaco y Ácido Nítrico; para obtener el producto final: Nitrato de Amonio. Estos procedimientos están constituidos por las siguientes etapas:

1. **Planta de tratamiento de Aguas.** El Agua, elemento básico, es tratada en esta planta en dos etapas: primario y secundario, donde es purificada, clarificada y desmineralizada. Capacidad de la planta: 100 m<sup>3</sup>/h.

2. **Planta de producción de Nitrógeno.** El nitrógeno se obtiene por destilación del aire de la atmósfera. Capacidad de la planta 2500Nm<sup>3</sup>/h.
3. **Planta de producción de Hidrógeno.** El Hidrógeno requerido se separa del agua por electrólisis. Capacidad de la planta 4550 Nm<sup>3</sup>/h
4. **Planta de producción de Amoníaco.** Los gases nitrógeno e hidrógeno son sometidos a alta presión, temperatura y en presencia de un catalizador se convierten en amoníaco. Capacidad de la planta 50 Tm/día.
5. **Planta de producción de Ácido Nítrico.** De la oxidación del amoníaco se obtienen los gases nitrosos, éstos reaccionan con el agua para producir ácido nítrico. Capacidad de la planta 140Tm/día.
6. **Planta de producción de Nitrato de Amonio.** Se obtiene de la reacción del ácido nítrico con el amoníaco. Capacidad de la planta 220 Tm/día.

Nota: El detalle de las plantas ver en el **Anexo II**.

## 1.3 PLANTA DE ELECTROLISIS DE AGUA

### 1.3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO

Se basa en la descomposición del agua pura en sus componentes H<sub>2</sub>-O<sub>2</sub> al paso de la corriente eléctrica. La tecnología de este proceso es Suiza (Lurgi). El diagrama de flujo de la planta de electrólisis se aprecia en el **Anexo III**.

El agua pura es almacenada en un tanque a presión de 40atm e inyectada al colector separador de gases (H<sub>2</sub>).

El agua para el proceso es ultra pura con 0.1 US/cm de conductividad, esta agua ingresa por el separador de Hidrógeno. En este separador el agua entra en contacto con la lejía para mantener una densidad de 1.242 Kg/lit, ya que el agua se va consumiendo producto de la descomposición en H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>. El ingreso de agua al separador es restringido por una válvula neumática que controla dicho ingreso de acuerdo a un nivel en el separador.

Ambos separadores están unidos por medio de tubos comunicantes que hacen posible mantener un mismo nivel en los separadores.

La lejía de estos dos separadores es aspirada por una bomba de circulación que previamente ha retenido los grumos en un filtro, luego es enviada a través de unos canales de 3mm por donde pasa a cada una de las celdas del electrolitor (540 celdas)

Una vez que la lejía potásica ingresa a la celda, mediante el paso de la corriente eléctrica y actuando como electrolito el KOH, se descompone el agua en sus elementos básicos.

La energía eléctrica requerida es transformada y rectificada de 6,600V (alterna) a 540V (continua) y suministrada por celdas electrolíticas, el electrolitor requiere aproximadamente 6,000 Amperios para producir el Hidrógeno con la pureza deseada; cada celda esta constituida por un diafragma de asbesto que divide los espacios catódicos y anódicos con sus respectivos electrodos.

El H<sub>2</sub> es colectado en el espacio catódico y separado luego de las gotas de KOH arrastradas, es enfriado y enviado a la planta de amoníaco donde se purifica hasta 99.99%.

La producción de cada electrolitor es de 650 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub> y de 325 Nm<sup>3</sup>/h de O<sub>2</sub>.

### 1.3.2 VENTAJAS Y DESVENTAJAS ACTUALES DE LA PLANTA

#### Ventajas:

- a) Se puede variar la producción de H<sub>2</sub>, regulando el amperaje de la corriente eléctrica.
- b) Presenta muy poco nivel de contaminación (solo la descarga de KOH)
- c) Es poco probable que se originen accidentes por causa eléctrica, ya que el sistema se encuentra totalmente aislado.
- d) Se produce como producto secundario 2,170 Nm<sup>3</sup>/h de O<sub>2</sub> puro.
- e) El mantenimiento de los electrolitores es efectuado por personal de la planta; no se requieren técnicos del extranjero (sólo se requieren para el montaje de los electrolitores nuevos).
- f) Estos electrolitores producen hidrógeno de alta pureza 99.99%, con oxígeno como contaminante, también arrastra trazas de KOH en solución que puede ser retenido en unos adsorbedores de óxido de aluminio. Por la calidad de su pureza el H<sub>2</sub> puede utilizarse en cualquier proceso, como la hidrogenación de aceites insaturados.
- g) La pureza de oxígeno también es alta 99.99%, que se puede utilizar como oxígeno medicinal.
- h) Estos dos últimos puntos hacen fácilmente factible la venta de estos electrolitores ya sea en forma grupal o individual.

#### Desventajas:

- a) Presenta un alto consumo de energía eléctrica (4.77KWh por cada Nm<sup>3</sup> de H<sub>2</sub> producido).
- b) Disminuye la producción de H<sub>2</sub> en un 70% por falta de energía en horas punta (6:00pm a 11:00pm), donde sólo se puede usar 9.0 MWH, pudiéndose trabajar con sólo 2 electrolitores con 4,500 Amp.
- c) Requerimiento de personal calificado de la planta para su mantenimiento.
- d) Se requiere de agua ultra pura para la electrólisis (es necesario un sistema de lecho mixto, luego de los intercambios catiónicos y aniónicos para purificar el agua)
- e) La vida media de estos electrolitores es de aproximadamente 10 años, por lo que en la actualidad uno de ellos ya superó este periodo. Las constantes variaciones de tensión, perjudican el sistema de rectificadores, que cuentan con fusibles y diodos en mal estado, por

este motivo se originó una explosión en el mes de enero del 2002, que pudo causar graves daños a la planta y a la población local.

- f) Los rectificadores de corriente alterna a continua consumen desde 50 a 250 KWh por cada electrolitor de acuerdo a su antigüedad. Debido al sistema de diodos y fusibles que tienen los rectificadores.
- g) Los electrolitores deben de pararse cada 15 días por 2 horas debido al ensuciamiento de los filtros.

### 1.3.3 MATERIA PRIMA Y SERVICIOS REQUERIDOS

- a) Agua pura: 3.7 m<sup>3</sup>/h
- b) Agua de refrigeración: 400 m<sup>3</sup>/h
- c) Hidróxido de potasio: 12.5 m<sup>3</sup>/h al 85% mínimo.
- d) Energía eléctrica: 18.37 MWh (electrolitores)
- e) Hidrógeno producido: 3900 Nm<sup>3</sup>/h

### 1.3.4 COSTO DE PRODUCCIÓN ANUAL DE HIDRÓGENO

El costo de producción de H<sub>2</sub> está calculado para 8,000 horas de trabajo al año. Dentro del año de operación está incluido un mes de parada de planta por mantenimiento.

A continuación efectuaremos el cálculo del costo de producción tomando en cuenta los costos por materia prima, servicios e insumos, además del costo por mantenimiento y mano de obra.

Costo de electricidad:

Hora Punta:	US\$ 25.00/MWh
Hora Fuera de Punta:	US\$ 16.00/MWh
Promedio del costo:	US\$ 17.8/MWh

**TABLA N° 1.1**  
**COSTO POR MATERIA PRIMA, SERVICIOS E INSUMOS**

Requerimiento	Cantidad necesaria	Costo unitario	Costo anual (US\$)
Agua desmineralizada	3.7 m <sup>3</sup> /h	1.58 US\$/m <sup>3</sup>	46 768
Electricidad	18500 Kw-h	0.0178 US\$/KW-h	2 634 400
Agua de refrigeración	40 m <sup>3</sup> /h (*)	0.7 US\$/m <sup>3</sup>	224 000
KOH	26.67 TM/año (**)	2.77 US\$/Kg	73 876

Costo por material prima, servicios e insumos:	<b>2 979 044 US\$</b>
Costo por mantenimiento:	34 400 US\$
Costo por mano de obra (***):	18 144 US\$

I. Costo de producción anual de H <sub>2</sub> :	3 031 588 US\$/año
II. Costo por Nm <sup>3</sup> de H <sub>2</sub> :	0.097 US\$/Nm <sup>3</sup>

Notas:

- (\*) Se tomó sólo en consideración el 10% del consumo de agua de refrigeración (400m<sup>3</sup>/h) para los cálculos, debido a que sólo se considera el tratamiento para la reposición ya que el 90% restante recircula.
- (\*\*) Cada electrolitor es cargado con 8 TM de KOH para un período de 3 años. La reposición anual de KOH es de 8 TM para los 7 electrolitores.
- (\*\*\*) Para el cálculo del costo de mano de obra se ha tomado en cuenta 4 operarios y 4 ingenieros que supervisan toda la fábrica; por esta razón sólo se considera la quinta parte de sus horas – hombre trabajadas ya que el resto del tiempo es dedicado a la supervisión de la otras cuatro plantas restantes.

También se consideró 14 sueldos y un 20% adicional por concepto de seguro social y otros según nuestra legislación.

Se consideran 8H-h/día y 3 turnos/día.

**TABLA N° 1.2  
COSTO POR MANO DE OBRA**

Personal	Cantidad	Sueldo mensual(US\$)	Total anual(US\$)
Operarios	4	250	14 000
Ingenieros	4	1000/5	1 120

Sub-total mano de obra:	15 120
Seguro social y otros (20%):	3 024
<b>Total mano de obra anual:</b>	<b>18 144 US\$/año</b>

### 1.3.5 COSTO ACTUAL DE LA PLANTA

La planta actualmente consta de electrolitores los cuales trabajan en forma independiente.

La valorización actual de la planta es de **2 000 000 US\$** y se estima una vida útil de 10 años de las instalaciones.

# **CAPITULO II**

## **PROCESOS INDUSTRIALES DE PRODUCCION DE HIDROGENO**

## II. PROCESOS INDUSTRIALES DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

### 2.1 INTRODUCCION

En las últimas décadas, se ha registrado un crecimiento importante de la demanda de hidrógeno y esto es debido al desarrollo de los procesos de refinación catalítica, especialmente procesos de hidrot ratamiento, aumento de producción de amoníaco, metanol y otros como ciclohexano por hidrogenación de benceno en síntesis química.

Las nuevas regulaciones ambientales requieren bajos niveles de sulfuro en diesel y otros combustibles, además de una reducción de niveles de aromáticos en gasolina. Esto se debe a que muchas refinerías están buscando una operación económica con crudos pesados y de muchos sulfuros.

Debido a estas necesidades, se han perfeccionado los procesos existentes y se han desarrollado nuevos catalizadores, hornos, reactores y sistemas de purificación que optimizan los procesos.

Para la producción de hidrógeno, existen varios procesos como la electrólisis del agua (proceso utilizado actualmente por el complejo Cachimayo, detallado anteriormente) este proceso es adecuado para producir bajas cantidades de hidrógeno ( $500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ), para mayores volúmenes se requiere un alto costo de energía.

Industrialmente para la producción de grandes volúmenes de hidrógeno, se utilizan otros procesos tales como: reformado al vapor, oxidación parcial y reformado auto térmico. Estos tres últimos procesos dependen del tipo de materia prima, cantidad de producción y pureza.

A continuación detallaremos los procesos más adecuados a elegir para el complejo Cachimayo, teniendo como materia prima el gas de Camisea, y considerando el máximo uso de los actuales servicios industriales del complejo.

### 2.2 REFORMADO AL VAPOR (STEAM METANO REFORMING-SMR)

Este proceso se da a altas presiones, usando lavados de gas para eliminar el  $\text{CO}_2$  y metanación para eliminar el  $\text{CO}$  y  $\text{CH}_4$  producido. El reformado al vapor fue introducido a inicios de los 60 hasta mitad de los 70.

En una planta típica de reformado al vapor, primero se tiene un sistema de pre-tratamiento donde la materia prima es comprimida, precalentada, mezclada con  $\text{H}_2$  reciclado y tratada en reactores de desulfuración. Típicamente hay un hidrot ratamiento donde los sulfuros son convertidos en  $\text{H}_2\text{S}$  usando catalizadores de  $\text{NiMo}$  seguido de un lecho adsorbente de  $\text{ZnO}$  para retener el  $\text{H}_2\text{S}$ .

Después del pre – tratamiento, en la etapa de reformado, se mezcla con vapor y se calienta a temperatura adecuada para ingresar a un reactor que en su interior contiene tubos rellenos de catalizador a base de níquel.

Cuando la materia prima posee hidrocarburos pesados se utiliza un pre - reformador; según lo veremos mas adelante.

En el horno de reformado, los hidrocarburos reaccionan con el vapor de agua y forman una mezcla de gases  $H_2$ ,  $CO$  y  $CO_2$  a temperatura entre  $815^{\circ}C$  a  $871^{\circ}C$  sobre un catalizador de níquel; el catalizador es empacado en tubos en la sección radiante del horno de reformado (zona donde se produce el calentamiento de los tubos por combustión de gas natural para dar el calor de reacción).

En procesos convencionales luego del reformador primario se incrementa la conversión de metano a gas de síntesis vía un reformador secundario el cual contiene un lecho de catalizador de níquel. En este reactor ocurre también una reacción de oxidación por adición de oxígeno o aire según la utilidad posterior del hidrógeno. La temperatura de este reactor es de alrededor  $1,000^{\circ}C$ .

### **2.2.1 MATERIA PRIMA**

Este proceso puede utilizarse en un rango amplio de variación de la materia prima; desde gas natural y gases de refinería saturados livianos hasta Nafta pesada.

La elección de la materia prima es determinada por factores económicos y consideraciones de abastecimiento. En lugares donde hay gas, este será la materia prima más adecuada por razones técnicas y económicas. El segundo es la Nafta en lugares donde el consumo de diesel es mayor que la gasolina.

Cuando la materia prima es GLP o nafta, se utiliza un pre - reformador para transformar los hidrocarburos pesados en metano y gas de síntesis como se verá mas adelante.

### **2.2.2 CAPACIDAD**

La capacidad de las plantas de hidrógeno por este proceso varía desde 1,000 a 100,000  $Nm^3/h$ . Industrias de construcción de plantas como Linde tienen diseños con capacidades a partir de 10,000  $Nm^3/h$  con quemadores en el tope del reformador. Mientras que Haldor Topsoe además de construir plantas de gran capacidad, ha desarrollado una tecnología que permite construir reformadores con capacidades inferiores a 10,000  $Nm^3/h$ ; esta tecnología es llamada reformación por convección, la cual tiene un reformador con tubos en forma de U con un solo quemador en el fondo del reactor. Esta nueva tecnología permite un menor consumo de calor que el sistema común de tubos rectos, debido a que el diseño en forma de U permite que el gas de síntesis saliente a alta temperatura ceda su calor al gas natural entrante.

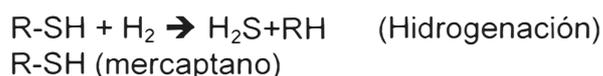
### **2.2.3 PRE - TRATAMIENTOS**

El reformador contiene un catalizador de níquel en los tubos, que permite la reacción de reformado. Este catalizador es muy sensible ante la presencia de cualquier compuesto sulfurado ya que fácilmente puede ser envenenado y desactivado. Para corregir este problema se coloca al inicio un sistema de desulfuración; también cuando el contenido de hidrocarburos pesados en el gas natural es por encima de un 8% o se

tiene como materia prima GLP ó Nafta, se adiciona un pre - reformador para convertir los hidrocarburos pesados a metano.

## DESULFURACIÓN

El gas natural después de ser comprimido a la presión de reformación (20 – 25 bar) se mezcla con una corriente rica de H<sub>2</sub> para obtener una mezcla con 2 - 3% de H<sub>2</sub>, a fin de llevar a cabo la hidrogenación de los compuestos azufrados orgánicos y transformarlos en H<sub>2</sub>S. El gas es pre - calentado a 370°C aprovechando el calor de los gases de combustión que salen del reformador primario y pasado a un reactor (hidrogenador) que contiene catalizador a base de cobalto, níquel y molibdeno reduciéndose el azufre hasta 0.05 ppm en peso.



La adsorción del H<sub>2</sub>S toma lugar en un segundo lecho del reactor (adsorbedor) que contiene catalizador de óxido de cinc. La temperatura normal de operación es de 350 - 400°C. El sulfuro de cinc es retenido y se cambia una vez que se satura.

Este catalizador trabaja alrededor de 8,000 horas.

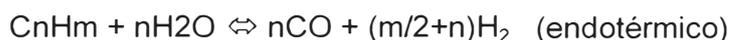


Cuando el contenido de H<sub>2</sub>S es más alto de lo normal (mayor a 10ppm) se utilizan hasta 2 adsorbedores para evitar picaduras en los tubos del reformador.

## PRE - REFORMADO

El pre - reformado adiabático es usado para la conversión de hidrocarburos pesados en la materia prima; permitiendo las condiciones adecuadas antes de entrar al reformador tubular, convectivo ó auto térmico dependiendo de los procesos de aplicación.

La materia prima desulfurada y mezclada con vapor de proceso, se hace pasar a través de una cama de catalizador del pre - reformador. Como resultado se obtiene una reformación de todos los hidrocarburos pesados y un pequeño incremento en el porcentaje de metano (5-8%) según las reacciones siguientes:



Además de la reacción de conversión:



El pre - reformador requiere una relación vapor/HC de 1,4.

Según las reacciones mencionadas la temperatura varia alrededor de 500°C. Esto es debido al contenido de hidrocarburos pesados; por ejemplo si se trata de nafta como

materia prima la temperatura deberá de ser mayor que en un proceso que utilice GLP ó solo un alto contenido de hidrocarburos pesados en el GN.

Si la materia prima con alto contenido de HC's pesados no tiene un pre - tratamiento, el catalizador del reformador puede ser afectado por depósitos de carbón debido a las reacciones de cracking.

Como alternativa a un pre - reformador se utilizaba en el reformador primario un catalizador promovido por potasio y plomo; el cual resultaba poco económico debido al envenenamiento que sufría.

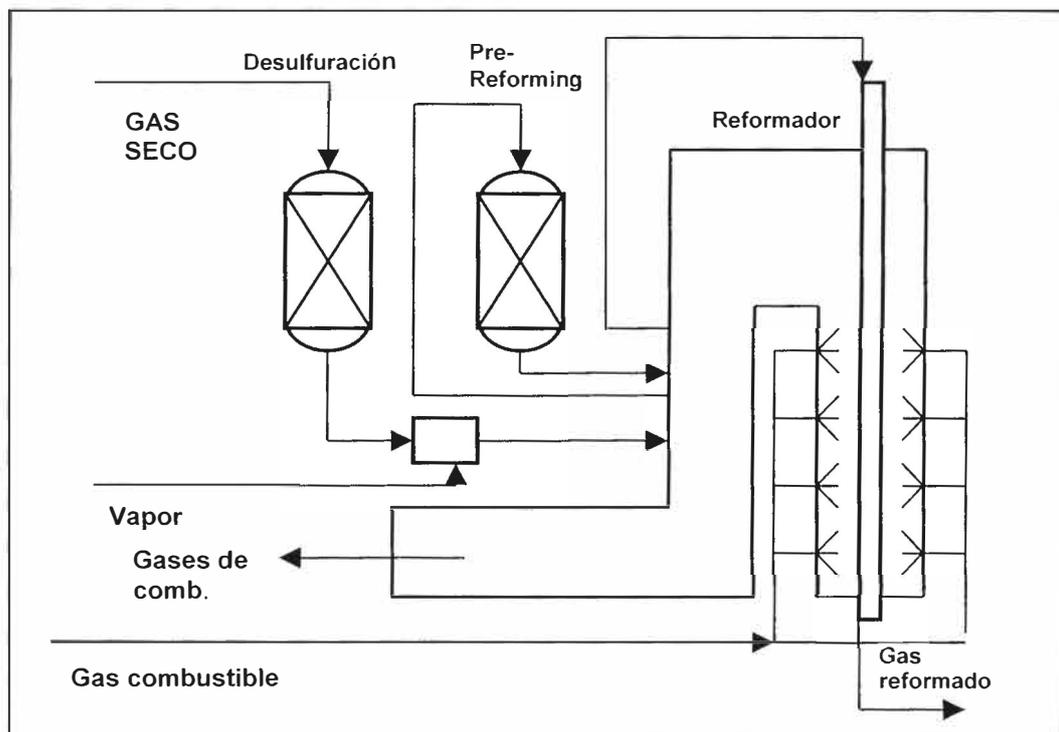
Por este motivo es necesario que se utilice un pre - reformador para materias primas hasta con un contenido de 10-15% aproximadamente de Hc's pesados.

El catalizador es usado a base de níquel de alta actividad con propiedades adecuadas para reformar los Hc's mas pesados; pero diferentes para cada caso (nafta, GLP ó gas natural).

### Ventajas:

1. El requerimiento de calor para el reformador primario se reduce en un 20%.
2. La temperatura de entrada al pre - reformador es de 500°C además de una presión de 45 bar como máximo y se coloca luego de la desulfuración.
3. Todos los Hc's pesados son completamente convertidos a óxidos de carbono y metano.
4. Todas las trazas de sulfuros de la unidad de desulfuración son removidos incrementando la vida de los tubos del reformador primario.

**FIGURA N° 2.1**  
**ESQUEMA DE UBICACIÓN DEL PRE - REFORMING**

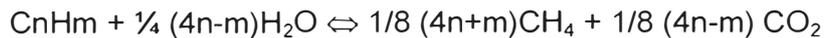


## 2.2.4 TERMODINÁMICA Y CINÉTICA

### a. REFORMACION PRIMARIA

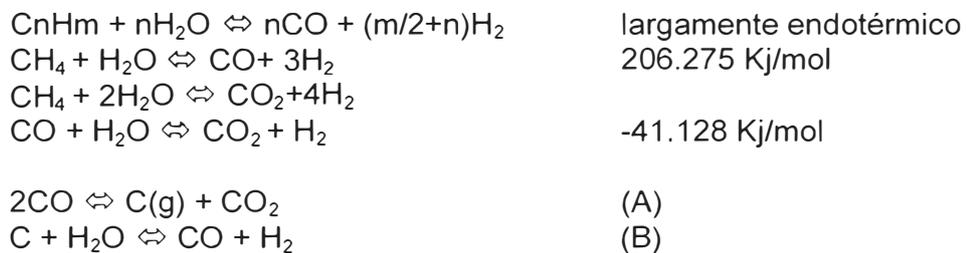
El reformado al vapor; se basa esencialmente en una oxidación (controlada por vapor) del metano y más generalmente de hidrocarburos.

La temperatura de entrada es de 580°C aproximadamente, a esta temperatura ocurre una reacción exotérmica donde la mayor parte de hidrocarburos pesados se crackean según:



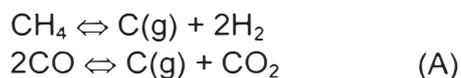
De esta manera se enriquece el gas con metano, pero es necesario incrementar la temperatura porque a este valor sólo se convertiría un 60% de metano.

El valor adecuado es entre 800 - 850°C, ya que las reacciones principales que rigen este proceso son endotérmicas.

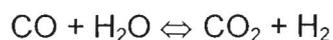


El calor suministrado al reformador es repartido para cumplir dos funciones. El 63% es absorbido por las reacciones y el 37% es utilizado para aumentar la temperatura.

La cantidad de vapor al proceso no se determina teóricamente, sino de acuerdo a la necesidad de prevenir las siguientes reacciones:



Para corregir este inconveniente es necesario el exceso de vapor para hacer prevalecer la reacción (B) sobre la (A) y a su vez que el CO reaccione para aumentar la producción de H<sub>2</sub>.



Es por ello que la relación de vapor / metano es 3:1 molar a más.

## MECANISMO DE LAS REACCIONES

A escala microscópica la reacción de reformado puede considerarse de dos pasos:

En el primer paso el hidrocarburo se craquea para liberar el  $H_2$  quedando debajo el carbón; en el segundo paso el carbón sobre el catalizador es gasificado con vapor produciendo adicionalmente  $H_2$  y óxidos de carbono, consecuentemente el rendimiento del catalizador de reformado es grandemente influenciada por la relación de carbón sobre el catalizador y carbón removido; ya que si el carbón queda sobre el catalizador provocaría su desactivación.

Con materias primas livianas, el carbono es rápidamente removido; sin embargo con materias primas pesadas, el carbón removido es poco; resultando un depósito de carbón que provocará la desactivación del catalizador y puntos calientes en el catalizador. Para evitar esto en la práctica se utilizan catalizadores formulados con un material alcali, típicamente potasio para promover la reacción entre el carbón y el vapor.

Los modernos catalizadores de Reformado al vapor son formulados para rendir a bajas presiones por encima de la pendiente de la vida y resistir muchos ciclos de arranque/parada, en adición tratando con materias primas de hidrocarburos de alto peso molecular cuando sea requerido. La composición del gas, en base seca, de salida del reformador primario es:

**TABLA N° 2.1  
COMPOSICION DEL GAS  
A LA SALIDA DEL REFORMADOR PRIMARIO**

<b>Componente</b>	<b>% Volumen (base seca)</b>
$H_2$	69.6
CO	8.9
$CO_2$	10.6
$CH_4$	10.5
$N_2$	0.4

El gas de síntesis sale del reformador con una humedad de 44% debido al exceso de vapor.

### **b. REFORMACION SECUNDARIA**

En los procesos convencionales, debido a la deficiencia de su sistema de purificación, es necesario incrementar la conversión del metano. Para lograr esto se recurre a una oxidación en un reactor que contiene un lecho de catalizador de base de níquel

El gas de proceso del reformador primario y el aire precalentado de la zona convectiva del reformador, ingresan por el tope al reformador secundario

produciéndose una reacción mucho más severa en cuanto a temperatura se refiere debido a que esta llega hasta 1,000°C, para que termodinámicamente sea factible.

El aire con 79% de N<sub>2</sub>, hace que necesariamente los equipos de conversión y purificación sean de mayor dimensión por la mayor presencia de inerte (N<sub>2</sub>)



Este reformador garantiza casi la totalidad de conversión de metano, ya que a la salida se obtiene un 0.3% de metano en base seca.

## 2.2.5 REFORMADOR PRIMARIO

Los reformadores empleados en la industria del gas de síntesis; son muy similares. Los reactores son hornos tubulares los cuales tienen dos zonas de intercambio de calor:

### a. ZONA DE CONVECCION

Esta es la zona donde se recupera el calor de los gases de combustión proveniente de la zona de reacción (zona radiante), calor que sirvió para efectuar la reacción de reformado.

En esta zona se producen los siguientes calentamientos de corrientes del proceso:

- Calentamiento del aire para combustión

El aire es tomado a temperatura ambiente para ser inyectado junto con el GN, produciendo la combustión, previo un calentamiento del aire.

Cabe mencionar que este intercambiador esta ubicado en el lado más frío de la zona de convección.

- Producción de vapor

Para esto se coloca 1 o 2 intercambiadores en la parte media de la zona para sobrecalentar el vapor de agua proveniente de un boiler y así producir vapor de 40 bar a una temperatura de 380°C.

- Calentamiento de la mezcla vapor / gas natural

Este calentamiento se da en la zona más caliente y se lleva la mezcla hasta 580 °C, quedando acondicionada para ingresar al reformador primario.

El gas de combustión proviene de la zona radiante a una temperatura de 1,050°C y al ceder su calor se enfría hasta 150°C y por medio de un ventilador son enviados a la atmósfera (aproximadamente 33,000 Nm<sup>3</sup>/h).

### b. ZONA DE RADIACIÓN

Esta zona, es el sector del reactor donde se quema el gas de combustión de acuerdo a un arreglo de quemadores (esto es de acuerdo a cada tecnología).

Este gas de combustión calienta la mezcla gas/vapor dentro de los tubos desde 580°C hasta 850°C y luego provee el calor necesario para el gas de síntesis, según las reacciones detalladas anteriormente.

Los tubos contienen en su interior el catalizador para la reacción, la cantidad de tubos dependen de la capacidad de la planta (300 a 500 tubos), con un diámetro interno de 8.3 a 12.6 cm y una longitud que varía de 10 a 15m. Los espesores van de acuerdo a la presión que soportan los tubos (40 bar) y son de 18 a 20 mm con una transferencia de calor al área interna de los tubos de  $225$  a  $250 \times 10^6$  J/h.m<sup>2</sup>.

Los tubos son de un acero aleado, usualmente 25/20 cromo / níquel capaz de soportar temperaturas de un máximo hasta de 1,000°C.

En cada extremo del tubo se encuentran unas horquillas (tubos dilatadores) de 30cm que sirven para evitar la rotura de los tubos debido a compresión al entrar el gas a los tubos proveniente del distribuidor de entrada y principalmente a la expansión del gas al salir de los tubos hacia el colector de salida.

Estas horquillas son unas conexiones flexibles que tienen que soportar las altas temperaturas y compensar las dilataciones de los tubos y del distribuidor de salida, por lo tanto están sometidas a carburización, a variaciones de temperatura y fuerzas externas.

En el fondo de los tubos hay una parrilla removible para soportar el catalizador, un embudo delgado de INCOLOY 800 o MANAURITE 900 está soldado al soporte de la parrilla. Este tubo conduce el gas reformado hacia abajo, al colector que está forrado con refractario.

Este puede expandirse libremente hacia abajo, y tiene que soportar solo la temperatura. No soporta presión o fuerzas externas y puede tener una vida de 15 años sin cambiarse.

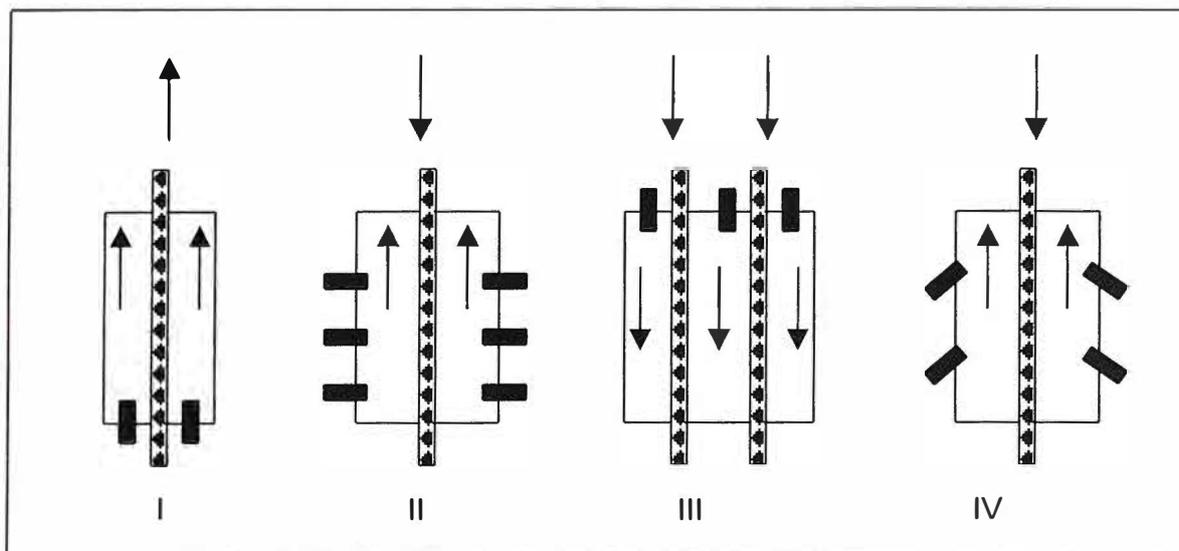
Los tubos están colocados en filas (hasta 54 tubos). Tanto el número de tubos por filas como el número de filas depende de la capacidad de la planta. Los quemadores serán ubicados en varios arreglos y su número depende de la cantidad de tubos.

Todo este paquete de tubos y quemadores se encuentra dentro de un cajón protegido en su interior con ladrillo refractario que soporta las altas temperaturas de la combustión.

## **TECNOLOGÍAS DE LOS REFORMADORES (QUEMADORES)**

Los reactores empleados son muy similares, la diferencia radica en el sistema de quemado de gas para dar el calor requerido para la reacción y esto se da fundamentalmente en la ubicación de los quemadores dentro del horno que a su vez nos proporciona el consumo de combustible. Estos hornos se dividen en cuatro tipos:

FIGURA N° 2.2  
TIPOS DE REFORMADORES



- I. Quemadores en el piso del horno o también de alto fuego
- II. Quemadores laterales a cada lado del horno
- III. Quemadores en el techo del horno o de bajo fuego
- IV. Quemadores inclinados

Las tecnologías más usadas son los quemadores en el tope del horno (Kellogg, Uhde y Linde); esta técnica muestra una exposición directa del fuego hacia los tubos lo cual puede ser peligroso a pesar de que los materiales que conforman los tubos son adecuados para este trabajo de alta temperatura. El problema común que surge es el golpe por llamas sobre los tubos y sobre las paredes internas del horno; además es necesario que los tubos sean de 12 a 15 mts de largo para una mejor distribución de temperaturas y flujo de calor.

Haldor Topsoe ha desarrollado un horno con quemadores laterales en forma de filas (horizontales) en varios niveles a lo largo del reformador. Estos quemadores, queman el combustible contra la pared de refractario y no contra los tubos proporcionando un calentamiento por radiación, más fácil de controlar la temperatura.

**En el anexo IV-A,** se tiene un gráfico que muestra la variación de la temperatura en la superficie externa de los tubos, así como el flujo de calor en el interior de los tubos en función de la longitud de los mismos para tecnologías con quemadores en el tope y en las paredes del reformador. Podemos observar en este gráfico que para quemadores en el tope, la temperatura al inicio del tubo es de 800°C llegando hasta 900°C a un 20% del tubo y luego la temperatura se mantiene casi constante cayendo a 880°C; mientras que con quemadores en la parte lateral del horno, la temperatura mantiene un incremento constante desde 700°C al inicio hasta una salida de 915°C. Esto nos muestra que con los quemadores en el tope el incremento de la temperatura es más violento, provocando una reacción de reformado más rápido al inicio de los tubos, mientras que con los quemadores laterales el incremento de temperatura es más lento y constante produciendo un mejor control de la reacción a lo largo de los tubos.

En lo que respecta a transferencia de calor en el interior de los tubos; con quemadores en el tope, el flux de calor es alto al inicio ( $120 \text{ Mcal/m}^2\text{hr}$ ) y disminuye hasta  $20 \text{ Mcal/m}^2\text{hr}$ ; mientras que con quemadores laterales se llega a un flux máximo de  $80 \text{ Mcal/m}^2\text{hr}$  y desciende hasta  $50 \text{ Mcal/m}^2\text{hr}$ . Esto nos muestra que el mejor promedio de transferencia de calor está dado por quemadores laterales lo cual garantiza un flujo de calor más estable lo que permite que la reacción sea de una velocidad constante a lo largo de los tubos.

Otra ventaja de los quemadores laterales ocurre cuando baja la actividad del catalizador; donde es necesario aumentar el flujo de calor y con ello la temperatura en los tubos, esto nos llevará a un calentamiento en el tope cuando se utiliza quemadores en ese punto de aproximadamente  $1,000^\circ\text{C}$ , aunque estos diseños están dados para superar estos problemas. Mientras que con quemadores laterales se llegaría a  $800^\circ\text{C}$  en la entrada lo cual es más manejable. Otra alternativa cuando baja la actividad del catalizador es bajar la carga.

El horno con quemadores en el piso se detallará más adelante por ser una de las tecnologías a utilizar en nuestro diseño.

Los quemadores inclinados tienen un efecto muy similar al de los quemadores laterales con la diferencia de que el flujo de calor está dirigido hacia la parte media superior de los tubos. Al no calentarse en el fondo ayuda a enfriar el gas en la salida del horno.

## **2.2.6 REFORMADOR SECUNDARIO**

Este reformador es utilizado para convertir el metano desde un 9% que se encuentra a su entrada hasta un 0.5%.

El reactor es un recipiente cilíndrico con paredes internas de refractario que contiene en su interior un lecho de catalizador a base de níquel mejorado para soportar la temperatura de reacción ( $1,000^\circ\text{C}$ ).

Como se explicó con anterioridad, aquí se realiza además de las reacciones de reformado una reacción de combustión con aire pre - calentado hasta  $450^\circ\text{C}$  en la zona de convección del reformador primario. Para la combustión se ubica un quemador en el tope del reactor y por medio de un tubo central se dispersa el oxígeno sobre el gas de proceso que ingresa entre  $800 - 840^\circ\text{C}$ .

## **2.2.7 CATALIZADORES**

El catalizador empleado es usualmente de níquel sobre alúmina. Cuando las reacciones tienen tendencias a la formación de carbón se utiliza catalizadores que contienen adicionalmente potasio para promover la reacción del CO con el vapor y así eliminar la formación de carbón.

Para materias primas como nafta existe una variedad de catalizadores, como níquel sobre aluminato de silicio y calcio o magnesio promovido por potasio. Estos catalizadores actúan a temperatura de salida de gas entre  $800$  y  $950^\circ\text{C}$  y presiones de hasta 40 bar con ratios de vapor/gas de 2 a 4.

En lo que respecta a un catalizador para nuestro proceso tendrá las siguientes características:

Forma:	Cilíndrica con poros de 15 a 150 nm
Diámetro exterior:	16 mm
Diámetro interior:	13 mm
Altura:	13 mm
Composición:	NiO (16 a 18%) sobre MgAl <sub>2</sub> O <sub>4</sub> SiO <sub>2</sub> < 0.1%
Densidad:	2.5 g/cc
Área activa de níquel:	3.5 a 5 m <sup>2</sup> /g
Área activa total:	12 a 20 m <sup>2</sup> /g
Temperatura:	680 a 950 °C
Presión:	10 a 40 bar
Densidad de lecho:	0.64 g/cc

Fuente: bibliografía - Item 6.

#### **NOTA**

Los poros de 15 a 150 nm son rellenos con NiO, este compuesto promueve la reacción de reformado.

Para los reformadores secundarios en los procesos convencionales se utiliza un catalizador de NiO sobre aluminato de Ca. Como este es un proceso de combustión la velocidad de reacción aumenta en un 50% con respecto al reformador primario.

### **2.3 OXIDACION PARCIAL (PARTIAL OXIDATION - POX)**

Es un proceso no catalítico y se puede partir de una variedad de materia prima (gases, líquidos y sólidos).

Los procesos convencionales usan materias primas pesadas y puede jugar un rol importante la presencia de alto contenido de sulfuros, tal como en el coke de petróleo ó asfalto.

La POX puede ser usada con hidrocarburos livianos, como la materia prima típica del SMR.

Si utilizamos como materia prima gas natural la POX tiene un costo de capital similar al SMR, pero requiere de altas presiones para el abastecimiento de oxígeno, lo cual hace de ella un proceso poco económico bajo circunstancias normales.

Para materia prima pesada, la POX es una alternativa técnicamente factible.

Una planta de POX para materia prima pesada es significativamente más cara que una POX que utiliza gas natural, debido a que las unidades requieren un removedor de H<sub>2</sub>S, absorbedor de hollín, manipulación de la materia prima y necesidad de oxígeno.

La POX se da a temperaturas en el rango de 1300°C a 1385°C. Esto toma lugar en un gasificador produciendo una mezcla de gases de H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y algo de CH<sub>4</sub>.

La alta temperatura del proceso minimiza la producción de metano comparado con la planta de SMR, lo cual es significativo para el lavado del gas.

### 2.3.1 MATERIA PRIMA

Este proceso fue diseñado principalmente para el uso de hidrocarburos pesados tales como petróleo residual, coque de petróleo o asfalto como materia prima. Cuando se tiene disponibilidad de oxígeno, este proceso se hace económicamente factible para el uso de hidrocarburos livianos como diesel y nafta (siempre y cuando estos sean de bajo costo). El gas natural por su bajo costo y su gran factibilidad de combustión es una buena alternativa.

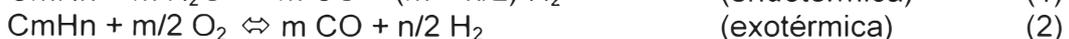
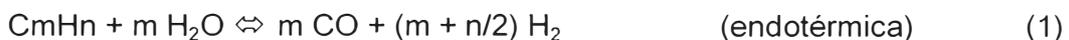
Para la combustión se requiere oxígeno con una pureza de hasta 96%. Cuando se utiliza hidrocarburos pesados se necesitan vapores de alta presión (40-70 bar según la presión del proceso) para producir la pulverización de la materia prima y luego la combustión.

### 2.3.2 CAPACIDAD

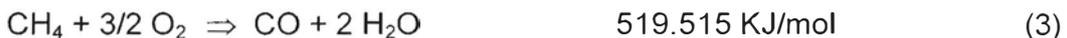
Por ser este un proceso no catalítico y a su vez exotérmico no presenta problemas para optimizar el calentamiento y con ello el consumo de combustible. Esto hace que en el Reformado al vapor, se desarrollen tecnologías para cada capacidad, mientras que en la oxidación parcial se pueden construir plantas desde 5,000 Nm<sup>3</sup>/hr hasta grandes capacidades como 500,000 Nm<sup>3</sup>/hr, sin necesidad de tener diferencias en los gasificadores; es decir que un mismo diseño se puede mantener para cualquier capacidad, sólo se varía el dimensionamiento.

### 2.3.3 TERMODINAMICA Y CINETICA

Los mecanismos que rigen las reacciones producidas en el horno son las siguientes:



Estas reacciones se dan cuando se utilizan hidrocarburos pesados; en la primera reacción observamos el efecto del vapor de pulverización. También rápidamente se produce un craqueo para luego combustionar como:



Además debido a la presencia del vapor producido y del alimentador obtenemos:



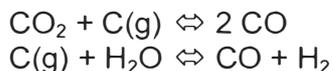
La combustión de gas y principalmente la de hidrocarburos pesados por su alto contenido de sólidos producirá depósitos de carbón:



La segunda y la tercera reacción son completas y se dan cuando se tiene un buen pre – calentamiento de la materia prima (500 a 600°C).

La cuarta reacción se da en pequeña proporción debido a la alta temperatura de reacción (1,350°C).

La quinta reacción de descomposición del metano es favorecida a altas temperaturas; para la mayoría de los casos la presencia de CO<sub>2</sub> y agua hace que este efecto disminuya según:



Por este efecto con hidrocarburos pesados es necesario un exceso de vapor, para aliviar este problema.

En el **Anexo IV-B** se tiene un gráfico en el que se verifica que la alta presión y un exceso de oxígeno ayudan a resolver este problema.

En ese gráfico podemos verificar que a medida que se aumenta la presión disminuye el depósito de carbón y con ratios de O<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> de 0.55 a 0.65 obtenemos temperaturas de 1,350°C la cual es óptima para este proceso y nos proporciona una composición de gas de síntesis aproximada según el cuadro siguiente utilizando gas natural como materia prima y luego residual 500.

**TABLA N° 2.2**  
**COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS**  
**UTILIZANDO DIFERENTES MATERIAS PRIMAS**

COMPONENTE	% VOL (GN COMO M. P.)	% VOL (R-500 COMO M.P.)
H <sub>2</sub>	60.9	45
CO	34.5	47.48
CO <sub>2</sub>	2.8	5.86
CH <sub>4</sub>	0.4	0.37
N <sub>2</sub>	1.4	0.62
H <sub>2</sub> S	-	0.67
Carbón	-	10 mg/Nm <sup>3</sup> de gas producido

### 2.3.4 HORNOS DE GASIFICACIÓN

El reactor de oxidación parcial es un cuerpo cilíndrico vertical, de una plancha de acero, protegido interiormente con material refractario. Algunas tecnologías tienen sus gasógenos cubiertos exteriormente con una camisa de agua de enfriamiento a presión constante para la evaporación.

Para nuestros requerimientos de producción (10,000 Nm<sup>3</sup>/hr) las dimensiones del reactor son:

Altura: 6.8 mt  
Diámetro interno: 1.8 mt

El reactor consiste de tres partes bien definidas:

1. Un quemador con el que se inyecta oxígeno junto con el gas y cuando se tiene materia prima pesada (residual), ésta se pre - calienta hasta 300°C y se inyecta con vapor a alta presión; este quemador se ubica en la parte superior.
2. Una sección de recuperación de calor por el gas de síntesis de salida que entrega su calor para producir vapor.
3. Además se cuenta con una sección para remover el carbón y metales ya sea por lavado (el más común) o filtración.

En lo que respecta al sistema de enfriamiento del gas a la salida del reactor este puede ser de dos tipos:

- a) **Enfriamiento indirecto (produciendo vapor).**- es adecuado para materias primas con bajas concentraciones de contaminantes como gas natural y petróleo residual.

Este proceso genera una gran cantidad de vapor de alta presión y además ofrece una eficiencia en el intercambio de calor.

En esta configuración el gas a 1,350°C pasa a través de un serpentín para generar vapor de alta presión (100 –140 bar), vapor que por lo general es utilizado para la generación de energía a través de una turbina. Luego el gas es enfriado hasta 150°C con el agua que ingresa al evaporador; se le efectúa un lavado con agua en forma de ducha en dos niveles donde se arrastran las cenizas (las cuales tendrán un tratamiento posterior). El gas una vez libre de cenizas y metales y a 40°C, es dirigido a un proceso de desulfuración. Este sistema de eliminación de compuestos sulfurosos dependerá del contenido del mismo; para contenidos de 30 ppm se utilizarán reactores con catalizadores similares a los de steam reforming; para mayores concentraciones se utilizan solventes a base de cromo.

- b) **Enfriamiento directo (añadiendo agua de lavado).**- Se utiliza para materias primas con altos contaminantes como carbón, asfalto, etc.

En este caso el gas al salir del horno pasa a través de un recipiente, donde se efectúa el lavado del gas y se separan las cenizas. El gas luego pasa a través de un lavador venturi, donde debido a la expansión que sufre el gas se incrementa la limpieza del mismo para luego producir vapor de media presión (15-30bar).

Ver figuras en el **Anexo IV-C**.

## TRATAMIENTO DEL AGUA DE LAVADO

El sistema de eliminación de cenizas y metales consiste en hacer pasar el agua de lavado por un separador para eliminar el gas disuelto, para luego ser filtrada. Los sólidos obtenidos (cenizas) son quemados en un pequeño horno y la parte líquida

pasa por un separador donde se obtiene hidrocarburos líquidos y el agua que se recupera pasa por un recirculado.

En el caso de usar petróleo residual como materia prima, se debe tomar en cuenta algunas especificaciones técnicas para evitar la corrosión en el reactor:

Azufre	1.1 - 1.5 %
Vanadio	150 – 200 ppm
Cloruros (NaCl)	75 – 80 ppm

Ver figuras en los **Anexos IV-D y IV-E**.

## **2.4 REFORMADO AUTO TERMICO (AUTOTHERMAL REFORMING - ATR)**

Es conocido como una oxidación parcial catalítica, ya que tiene parámetros similares al de un SMR. En muchas otras rutas el reformado auto térmico es similar al proceso SMR con 2 importantes diferencias. El catalizador en el ATR es puesto en un único reactor en vez de una construcción tubular de un tradicional SMR. Además el calor para la reacción de un ATR se obtiene internamente por la oxidación parcial a través de la inyección de oxígeno en el reactor.

Debido a que las tecnologías existentes de ATR y POX requieren de un abastecimiento de O<sub>2</sub>, este proceso es mas adecuado a plantas que produzcan O<sub>2</sub> ó fuentes baratas para obtener el O<sub>2</sub>.

Este tipo de procesos es normalmente utilizado para la producción a gran escala (aprox.100,000 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub>)

En el reformado auto térmico, la materia prima liviana es primero calentada y purificada. Luego se mezcla con vapor de proceso y se envía al reactor ATR, el reactor contiene un quemador y una cama de catalizador de Níquel. Las temperaturas tienden a ser mas bajas que en una oxidación parcial debido a que una de las reacciones es endotérmica (950-1,000°C).

La demanda de oxígeno por unidad de gas de síntesis es mas baja que en la oxidación parcial.

La presión de operación está entre 20 - 40 bar.

### **2.4.1 MATERIA PRIMA**

La materia prima utilizada en este proceso es principalmente gas natural, GLP y nafta, porque los hidrocarburos pesados tienen un alto contenido de compuestos sulfurados, que no podrían ser tratados fácilmente antes del reformador, y que por consecuencia envenenarían el catalizador; además éste se ensuciaría por el alto contenido de sólidos que se presentarían al combustionar los hidrocarburos pesados.

## 2.4.2 CAPACIDAD

Este tipo de proceso es usualmente utilizado para grandes capacidades (por encima de 100,000 Nm<sup>3</sup>/hr de hidrógeno). Esto es debido a las dificultades que se presentan para la construcción de grandes reformadores lo que hace anti - económico este diseño, mientras que el reformado auto térmico es un reactor tubular con un lecho de catalizador que necesita oxígeno o aire (en caso de usarse el hidrógeno para el amoníaco), para aumentar la conversión de metano.

A grandes capacidades las plantas de oxígeno son poco significantes en costo así como el sobre dimensionamiento de los equipos cuando se utiliza aire (debido al volumen ocupado por el nitrógeno como inerte).

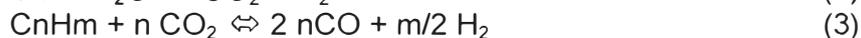
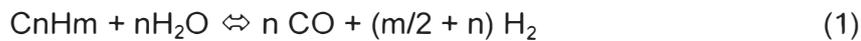
Este proceso no es factible a pequeñas capacidades, porque en este caso si es notorio el costo de producción de oxígeno y sobre dimensión de los equipos por el nitrógeno; además las inversiones en reactores son similares pero el reformado auto térmico requiere de un mejor manejo por la presencia de oxígeno y condiciones de operación.

## 2.4.3 PRE - TRATAMIENTOS

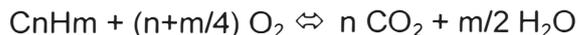
Los pre - tratamientos requeridos son similares al reformado al vapor, es decir se requiere de un sistema de desulfuración y si se utiliza nafta se requiere un pre - reformador como se detalló anteriormente.

## 2.4.4 TERMODINÁMICA Y CINÉTICA

La reformación de hidrocarburos puede ser descrita por las reacciones globales siguientes:



Estas reacciones son endotérmicas (excepto la reacción 2) y requieren la adición de calor para mantenerlas. En este proceso no se adiciona calor externo como en el reformado; porque internamente producen su propio calor por la oxidación parcial debido a la presencia de oxígeno según las reacciones siguientes:



Estas reacciones son altamente exotérmicas y son las que prevalecen en este reactor ya que la temperatura de Rxn es alrededor de 1,000°C; un valor intermedio entre las dos procesos vistos anteriormente.

En la oxidación parcial se observó que las reacciones de combustión tenían un mejor rendimiento a temperaturas de 1,350 °C, ya que a temperaturas menores se presenta la posibilidad de formación de carbón. Este problema es superado por la presencia de vapor de agua, el cuál elimina toda formación de carbón según:



Con este proceso se obtiene casi la totalidad de conversión del metano y se tiene la siguiente composición a la salida del reactor:

**TABLA N° 2.3**  
**COMPOSICION DEL GAS A LA SALIDA**  
**DEL REFORMADOR AUTO TERMICO**

<b>Componentes / Combustión</b>	<b>OXIGENO (95%)</b>	<b>AIRE</b>
H <sub>2</sub>	68.3	52.9
CO	20.3	14.6
CO <sub>2</sub>	10.5	9.8
CH <sub>4</sub>	0.4	0.3
N <sub>2</sub>	0.5	22.4 (*)

(\*) Como se puede ver al utilizar aire como material prima el volumen del gas se incrementa en un 20%, lo que obliga a tener equipos de mayor dimensión.

El horno del reformado auto térmico consiste de un quemador en la parte superior por donde ingresa el oxígeno y por la parte lateral del tope ingresa la mezcla vapor - gas en un ratio de 2.5 mol.

La relación oxígeno - gas es de 0.5 mol. Previamente la mezcla vapor - gas se calienta a 600 °C y el oxígeno a 55 °C aproximadamente.

Este sistema puede trabajar con presiones de 20bar a 50bar.

#### **2.4.5 HORNO DEL REFORMADO AUTO TÉRMICO**

Este reactor esta cubierto interiormente por una pared de material refractario para proteger el interior de las altas temperaturas. En la parte superior se encuentra el quemador, en donde se da inicio a las reacciones de la combustión, luego el gas pasa por una zona cónica del interior a altas temperaturas (zona térmica) y cae sobre la cama de catalizador produciendo el reformado (zona catalítica).

Este reactor no contiene tubos; estando depositado el catalizador en todo el diámetro del interior del reactor.

Debajo del catalizador se encuentra un soporte en forma de parrilla que resiste el peso del catalizador (10-15 Tn), así como la presión del gas.

Algunos reactores por seguridad tienen una chaqueta de agua en la parte anular de la pared para mantener la temperatura produciendo vapor a baja presión (5 bar).

## 2.4.6 CATALIZADOR

El catalizador utilizado es muy similar al reformado al vapor a base de Níquel (16%) sobre aluminato de calcio, capaz de resistir altas temperaturas (1,200°C) y altas presiones (70bar); además este catalizador puede promover la reacción del carbón producido con el vapor inyectado.

En el **Anexo V**, se muestran figuras de los tres tipos de procesos mencionados anteriormente.

## 2.5 AUMENTO DE LA PRODUCCION DE H<sub>2</sub>

Esta es una etapa importante en la producción de H<sub>2</sub>, porque es aquí donde aumentamos el rendimiento del proceso, es decir incrementamos la producción de H<sub>2</sub>.

En la siguiente tabla se muestran los porcentajes de cada componente luego de enfriar el gas de síntesis a temperaturas entre 200-400°C y ser llevado a unos reactores de conversión de CO a H<sub>2</sub>, con vapor. A la salida de cada uno de los reactores estudiados se tienen los siguientes porcentajes:

**TABLA N° 2.4**  
**COMPOSICION DEL GAS A LA ENTRADA**  
**DE LOS REACTORES DE CONVERSION**

COMPONENTE	PROCESO		
	Reformado al vapor (*)	Oxidación Parcial	Reformado auto térmico (**)
H <sub>2</sub>	70.3%	60.9%	68.3%
CO	10.2%	34.5%	20.3%
CO <sub>2</sub>	8.6%	2.8%	10.5%
CH <sub>4</sub>	10.5%	0.4%	0.4%
N <sub>2</sub>	0.4%	1.4%	0.5%

(\*) Solo se considera el reformador primario.

(\*\*) Se considera oxígeno puro para la evaluación.

Estos cálculos están hechos en base seca (no se toma en cuenta el vapor de agua) tanto para reformado al vapor como para el reformado auto térmico.

El agua representa una relación de 0.4 a 0.6 molar con el gas y en estos dos casos es suficiente esta cantidad para producir la reacción de conversión. Sólo en oxidación parcial se le adiciona una corriente de vapor antes de la conversión del CO.

En los procesos convencionales se utilizan dos tipos de reactores, de alta temperatura y de baja temperatura con su respectivo catalizador; mientras que en los procesos avanzados se toma en cuenta sólo el reactor de alta temperatura.

### 2.5.1 TERMODINÁMICA, CINÉTICA Y CATALIZADORES

En el cuadro anterior se verifica que en los tres procesos existen altos contenidos de CO, que pueden incrementar la producción de hidrógeno según:



Desde el punto de vista termodinámico, esta es una reacción exotérmica y favorecida a baja temperatura en presencia de un exceso de vapor. Cuando se trabaja con relaciones  $\text{H}_2/\text{CO}$  menores a 3, a bajas temperaturas ( $250^\circ\text{C}$ ) la reacción es completa pero se pueden producir formaciones de carbón, es por esta razón que se opera a altas temperaturas disminuyendo así el contenido CO y como consecuencia aumenta la relación  $\text{H}_2/\text{CO}$ . Ahora se puede garantizar la total conversión de CO sin formación de carbón a baja temperatura.

Es por esta razón que se trabajan con dos reactores de alta y baja temperatura:

- La primera reacción a alta temperatura previene la producción de carbón y metano.
- La segunda reacción es a baja temperatura, sirve para aumentar la conversión de CO y lo reduce a un porcentaje en volumen entre 0.05 y 0.4.

#### a) Conversión a alta temperatura

Esta reacción emplea catalizadores de cromo (5-10% peso) sobre óxido de Hierro (80-95%); este catalizador puede ser desactivado por la presencia de azufre. La reacción deja un porcentaje de CO de 2 a 4%.

Para gases con contenido de sulfuros se puede utilizar catalizadores soportados en cobalto y molibdeno.

La exotermicidad de la reacción produce incrementos de la temperatura  $3^\circ\text{C}/1\%$  de CO convertido. La temperatura no debe incrementarse por mas de  $100^\circ\text{C}$  porque la reacción se hace reversible y se produce la desactivación del catalizador.

El catalizador en su estado activo consiste de magnetita ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) promovido con  $\text{Cr}_2\text{O}_3$ . A ciertas condiciones críticas, la magnetita se convierte en carburo bajo la siguiente reacción:



Los carburos de hierro son catalizadores para la reacción Fischer - Tropsch, el cual forma hidrocarburos de óxidos de carbón e hidrógeno. Estudios termodinámicos y experimentos en plantas pilotos establecieron que la formación de carburos e hidrocarburos toman lugar a bajo contenido de vapor. Es por esta razón que se recomienda trabajar con ratios vapor/gas (molar) por encima de 0.5 ó de lo contrario con catalizadores de gran actividad que no permita la formación carburos.

## **b) Conversión a baja Temperatura**

La reacción de conversión en este caso se da a temperaturas entre 200 y 250 °C. El catalizador es a base de óxidos de cobre (15 - 30% en peso) y Zinc (30% en peso) depositado sobre aluminio. La actividad del catalizador es proporcional a la cantidad de cobre y altamente sensible a la presencia de sulfuros y compuestos halogenados.

Es sabido que los catalizadores a base de cobre muestran alguna inactividad a bajos ratios (vapor / gas menores a 0.3), esto se pueden solucionar si se utiliza un catalizador de baja actividad (bajo cobre) ó si se baja la temperatura.

Es necesario mencionar que a esta temperatura la conversión deja como máximo un 0.4% de CO.

**NOTA.-** En los procesos avanzados no es necesario utilizar un convertidor de baja temperatura porque el CO (4% aprox. de ingreso al convertidor de baja) puede ser separado por el sistema PSA y luego quemado en el horno de reforming.

## **2.5.2 REACTORES**

Los reactores utilizados pueden ser de dos tipos: Adiabáticos o Isotérmicos:

### **a) Reactores Adiabáticos**

Estos reactores tienen como características el aumento de la temperatura hasta 100°C en reactores de alta temperatura y 30°C en el de baja temperatura.

La desventaja que se presenta estos reactores, es que pueden maltratar el catalizador por el exceso de temperatura que puede tener.

Los reactores son del tipo cilíndrico con el catalizador relleno en su interior.

### **b) Reactores Isotérmicos**

El mantener constante la velocidad de reacción se puede lograr manteniendo la temperatura con un sistema de enfriamiento por medio de tubos en el interior del reactor que produce un vapor adicional.

Para los arranques de planta estos reactores cuentan con un sistema de calentamiento a base de una resistencia colocada en la entrada del gas (en el tope del reactor por lo general). El calentamiento es para promover la activación del catalizador y así producir la reacción exotérmica. Una vez que se da inicio a la reacción el calor emitido por la exotermicidad de la reacción mantiene activo el catalizador; siendo necesario parar el calefactor.

## 2.6 SISTEMA DE PURIFICACION

El gas a la salida del sistema de conversión contiene impurezas, éstas se deben remover del gas y que varían entre un 10 a 25% del total del gas. Estas por lo general consisten en CO, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>.

Se han desarrollado varias tecnologías para la purificación. En los años 50 la purificación se hacía eliminando el CO<sub>2</sub> por absorción con solventes y separación de CO y CH<sub>4</sub> por licuación a bajas temperaturas (-190°C y 10bar). Luego se eliminó el sistema de licuación para dar paso a la metanación, el cual convierte los óxidos de carbón en CH<sub>4</sub>, dando como resultado una mezcla de H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>, hidrocarburo que no afecta al catalizador del reactor de NH<sub>3</sub> cuando el H<sub>2</sub> es utilizado para ese fin.

A inicios de los 80 se desarrollo un nuevo sistema de purificación basado en la adsorción de moléculas de mayor tamaño que el H<sub>2</sub> en una variedad de adsorbentes (carbón activado, tamices moleculares, etc). Este sistema es el llamado PSA que reemplaza a la absorción de CO<sub>2</sub> y Metanación.

### 2.6.1 ABSORCIÓN DE CO<sub>2</sub>

El CO<sub>2</sub> obtenido, proviene de dos partes del proceso. En la reacción inicial de reformado o de oxidación se produce el CO<sub>2</sub> formando parte del gas de síntesis. La otra fuente de producción de CO<sub>2</sub> es en el reactor de conversión como se vio antes.

#### a) Solventes

Existen en el mercado varias tecnologías, igualmente aplicables para este propósito. Los procesos de remoción de CO<sub>2</sub> se diferencian por el tipo de solución absorbente que emplean, siendo los más ampliamente conocidos, los siguientes: Selexol, MDEA, carbonatos y MEA.

El proceso selexol, licenciado por Norton, basado en la absorción física emplea el solvente dietil - éter glicol polietilén con 5% de agua aproximadamente (este solvente permite recuperar solo el 70% de CO<sub>2</sub>).

El proceso MDEA licenciado por BASF, basado en la absorción físico-química, usa un solvente donde el metil dietanol metanol amina es el componente activo, estable no corrosivo y biodegradable. Este proceso es ampliamente usado para este fin y el más recomendable para procesos de urea porque se recupera el 100% de CO<sub>2</sub> producido.

El proceso Benfield basado en la absorción química de carbonato activado lo ofrece la unión carbide y utiliza una solución de carbonato de potasio con adición de dietanol amina (DEA); este producto puede ser considerado como alternativa si se considera recuperar el CO<sub>2</sub> para producir urea.

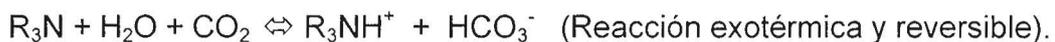
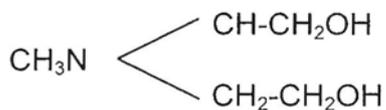
El proceso MEA, también de absorción química, es un proceso convencional, no muy utilizado hoy en día por los problemas corrosivos.

## b) Equipos utilizados (Sistema descrito de Linde – BASF)

Describimos este sistema porque utiliza monodietanol amina al 40% y nos permite una recuperación total del CO<sub>2</sub> que puede ser utilizado para la producción de urea.

### SISTEMA DE ABSORCIÓN

El H<sub>2</sub> impuro es enfriado hasta 40°C é ingresa por la parte inferior de la columna de absorción, la cual esta compuesta de dos lechos de anillos cerámicos que proporcionan el área de contacto adecuado para la absorción del CO<sub>2</sub> por el MDEA:



R<sub>3</sub>N : Solvente

La columna contiene en la parte superior un pequeño relleno de anillos que sirve como separador de gota (para retener el solvente arrastrado). Además al salir el gas del lecho cerámico es lavado con agua en contracorriente para así eliminar toda traza de MDEA arrastrado.

Luego el gas es llevado a un separador de agua; donde queda sin humedad quedando listo para pasar a la unidad de metanación o PSA.

### SISTEMA DE REGENERACIÓN DE SOLVENTE

La solución a 33 bar es expandida hasta 2 bar (o más) por medio de una turbina para entrar a una primera columna de regeneración la cual consiste de dos lechos de anillos cerámicos. La columna superior sirve para producirse el flasheo y así liberar el H<sub>2</sub> disuelto.

En el lecho inferior; se produce la desorción del CO<sub>2</sub> al entrar en contacto en contracorriente con solvente puro e impuro. El CO<sub>2</sub> sale por el tope del lecho inferior, es enfriado y se separa el solvente arrastrado y se recircula por el tope del mismo lecho; quedando puro el CO<sub>2</sub>.

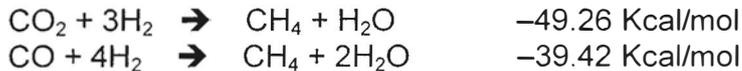
Por el fondo sale la solución recuperada una parte va al lecho inferior de la columna de absorción y la otra va a una columna de stripping donde la parte gaseosa va al fondo de la columna de desorción y la parte líquida al lecho superior de la columna de absorción.

Mediante este sistema se elimina casi la totalidad de CO<sub>2</sub>; quedando sólo un remanente de 0.01 - 0.1% en volumen en la corriente de H<sub>2</sub>.

## 2.6.2 METANACIÓN

El H<sub>2</sub> aún con pequeños porcentajes de CO y CO<sub>2</sub> entra a un reactor de metanación. Estas reacciones consisten en convertir el CO y CO<sub>2</sub> en metano, calentando previamente la carga a 300 - 325°C (utilizando la corriente de salida del metanador ya que la reacción es exotérmica) y el empleo de un catalizador a base de níquel. La concentración de CO y CO<sub>2</sub> en el efluente es menor a 10 ppm.

Las reacciones que rigen este proceso son:



Las condiciones de temperatura y la actividad garantizan el sentido de la reacción.

## 2.6.3 PSA (PRESURE – SWING ADSORCIÓN)

La tecnología del PSA fue introducida a fines de los años 70 y mitad de los años 80, muchas nuevas plantas de hidrógeno tienen tecnología PSA incorporada para purificar el gas.

La ventaja del PSA es que produce un hidrógeno de alta pureza con una simple operación de adsorción.

Las etapas de reformado al vapor y conversión son iguales en los dos procesos del SMR, la diferencia sólo se dará en el ratio de vapor/carbón (3:1). Esto es porque altos niveles de impurezas en el gas de síntesis son poco significantes en el SMR/PSA porque ellos son reciclados como combustible al horno de reformado.

Algunas veces se emplea convertidor a baja temperatura porque la presencia de CO residual es poco problema para el PSA.

PSA es un proceso de purificación cíclico que usa una cama de adsorbentes sólidos para remover impurezas (CO, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>) de la corriente del gas.

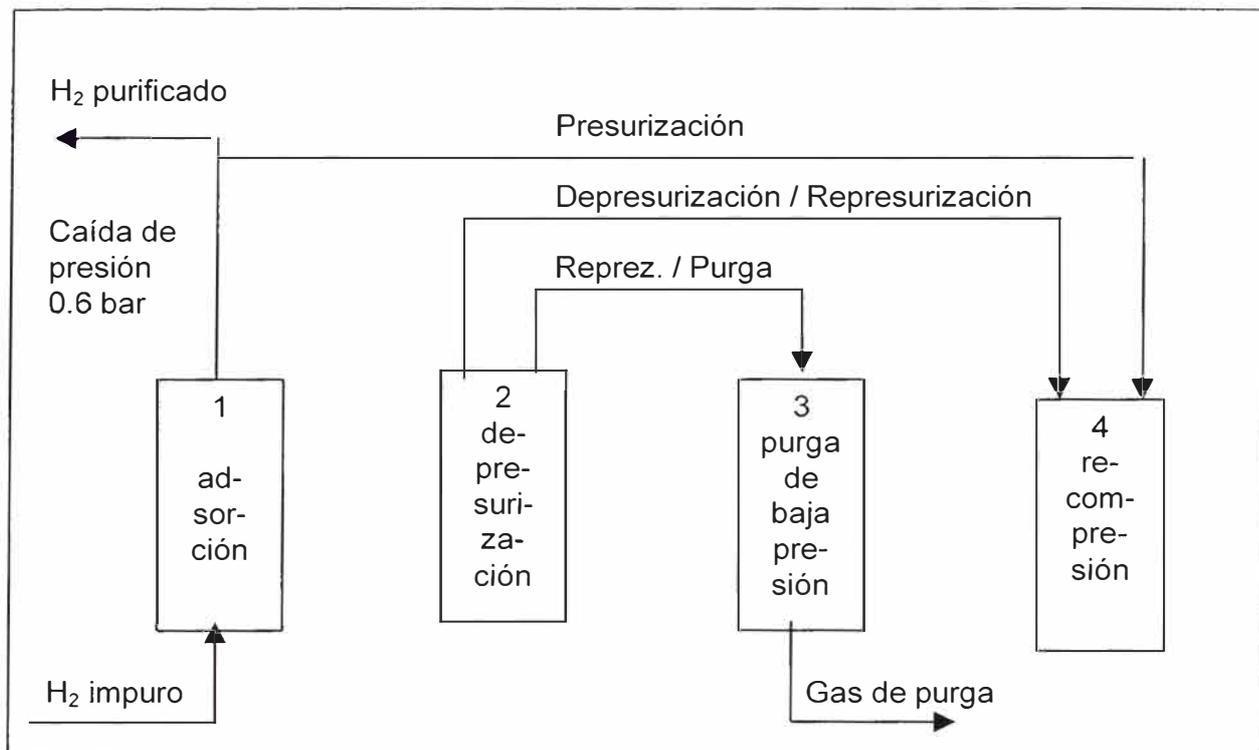
La regeneración de las camas se realiza a través de la despresurización y purgado de las camas a baja presión.

Este principio comprende un ciclo constante de cuatro fases sucesivas: adsorción despresurización, purga de baja presión y recompresión. En forma simplificada a continuación se explica la operación de este sistema:

### a) En el adsorbedor 1

Se hace ingresar el gas de síntesis a presiones entre 10 y 40 bar y temperaturas entre 15 a 30°C para producirse la purificación del hidrógeno, según los requerimientos con una caída de presión de 0.6 bar aproximadamente. El H<sub>2</sub> purificado sale por el tope de este primer adsorbedor.

**FIGURA 2.3  
OPERACIÓN DEL SISTEMA PSA**



**b) El adsorbedor 2**

Este está en un proceso de depresurización, liberando el gas de purga, hacia el tercer adsorbedor y presurizando el cuarto adsorbedor, que a su vez obtiene una presurización final con H<sub>2</sub> purificado.

**c) El Adsorbedor 3**

La purga del tercer adsorbedor toma lugar a baja presión (1 a 10bar) esto garantiza una completa remoción de impurezas, de acuerdo al mayor tamaño de la molécula como se muestra más adelante. Como una regla la relación de presión entre el gas alimentado y la purga se toma como 4:1.

**d) El Adsorbedor 4**

Este esta en un proceso de presurización, liberando el gas del segundo y parte del H<sub>2</sub> pero del primer adsorbedor.

El rendimiento de separación depende de las presiones del H<sub>2</sub> entrante y de la purga (4:1 aproximadamente). También depende del contenido de H<sub>2</sub> en el alimento.

El rendimiento es alrededor de 85% de recuperación de H<sub>2</sub> cuando el alimento contiene entre 75 a 80% de H<sub>2</sub>.

Este proceso deja de ser económico cuando el contenido de H<sub>2</sub> en el alimento es inferior a 30% en volumen.

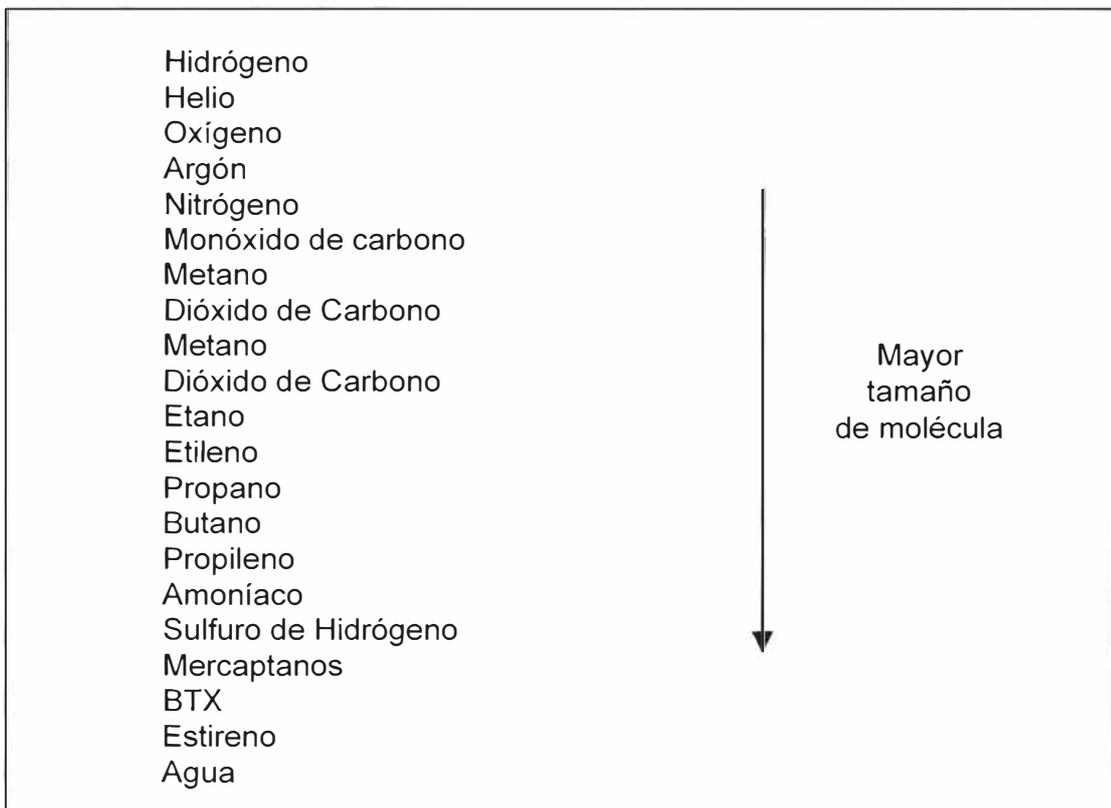
## CAPACIDAD DE ADSORCIÓN SEGÚN LOS CONTAMINANTES

En la Figura 2.4, la cadena de adsorción, nos muestra que fácilmente puede eliminar las impurezas del H<sub>2</sub> según el tamaño de la molécula. Se puede apreciar que el H<sub>2</sub> por ser una molécula pequeña no debería quedar retenida y podría recuperarse la totalidad; pero en todo proceso siempre hay un arrastre de H<sub>2</sub> es por ello que se trabaja a un rendimiento del 85% de recuperación de H<sub>2</sub>. Esto garantiza la eliminación del O<sub>2</sub> Y CO que son los venenos del catalizador de Fe reducido del reactor de NH<sub>3</sub>.

El sistema PSA, no sólo puede ser diseñado para recuperar el hidrógeno, sino también otros compuestos ó elementos gaseosos de acuerdo al tamaño de molécula según el listado que se muestra mas adelante.

Cabe señalar que en toda recuperación siempre hay una perdida del compuesto a recuperar porque los poros de los tamices son obstruidos por las moléculas mas grandes no dejando pasar a las mas pequeñas, produciendo un rendimiento de 85% aproximadamente.

**FIGURA N° 2.4**  
**CADENA DE ADSORCION**



El proceso de regeneración crea un gas de cola que contiene impurezas del alimento y las obtenidas a lo largo del proceso con trazas de  $H_2$ . El gas de cola producido de esta forma es quemado en el horno como parte del combustible. El bajo poder calórico y alto contenido de  $CO_2$  de este gas puede producir una inestable flama bajo ciertas circunstancias.

Por lo tanto una práctica común es diseñar la planta de tal manera que la combustión del gas de cola contribuya a no mas del 85% del total quemado en el horno.

El producto final de un Reformado al vapor/PSA es un flujo de  $H_2$  con una pureza típica de 99.99 - 99.9999% vol.

Esta es una ventaja significativa comparada con un proceso de purificación por lavado, con alta pureza, pocos inertes son alimentados a las unidades de consumo, pudiendo operar con baja presión y poca purga.

La purificación de gas por medio de la adsorción oscilante, a alta presión es una tecnología moderna de rápida expansión. En principio, un cierto número de recipientes (usualmente entre 4 y 12) llenos de material adsorbente (gei de aluminio, carbón activado ó tamiz molecular) son secuencialmente conmutados en la adsorción a través de series de etapas de regeneración. La alta confiabilidad de este sistema resulta de las siguientes características:

- Todo el proceso toma lugar a temperaturas ambientales y sin el uso de solventes ó agentes químicos.
- Los materiales de adsorción tienen una vida de mas de 10 años.
- No se requiere equipo rotativo.
- La unidad opera completa y automáticamente: Una microcomputadora controla la secuencia de los adsorbedores y chequea la correcta operación de todas las válvulas de permutación. Si se detecta algún mal funcionamiento, el adsorbedor relevante es automáticamente puesto en servicio y la producción continua interrumpidamente usando la capacidad de espera instalada.

Ver esquema en el **Anexo N° VI**.

## **2.7 PROCESO CONVENCIONAL Y AVANZADO (REFORMADO AL VAPOR)**

El avance de la tecnología, ha llevado a desarrollar nuevos catalizadores, perfecciones en el sistema de combustión en el reformador primario y de igual manera se ha desarrollado un sistema de purificación más sencillo que no necesita solventes ni reactores catalíticos; sino se trata de un sistema de adsorción llamado PSA. Este proceso pro este desarrollo efectuado es denominado proceso avanzado.

### 2.7.1 PROCESO CONVENCIONAL

Este proceso desarrollado para la producción de gas de síntesis consiste de las etapas siguientes:

#### a) Pre - tratamiento

El gas natural es desulfurado en esta etapa, donde primero se hidrogena los compuestos sulfurados para producir  $H_2S$  y luego ser adsorbidos. Otro pre-Tratamiento es el de convertir hidrocarburos pesados en  $CH_4$  por medio de un pre-reformador.

#### b) Reformación

La reformación esta dada en dos etapas. La primaria ó la principal produce un gas de síntesis por reacción del metano con el vapor. Esta reacción es endotérmica y requiere de calor para lo cuál se quema gas natural.

El reformador secundario es para incrementar la conversión del  $CH_4$  para lo cuál se produce una reacción de oxidación adicional a la anterior.

#### c) Conversión

La conversión también se divide en 2 etapas. La conversión a alta temperatura que disminuye el porcentaje de CO hasta un 4%, valor adecuado que nos da una proporción óptima con el vapor de agua para llevar la reacción a una temperatura más óptima y convertir casi todo el CO a  $H_2$  y  $CO_2$ ; esto se da en un reactor de baja temperatura.

#### d) Purificación

El sistema de purificación esta dado primero por la remoción de  $CO_2$  con solventes orgánicos principalmente y luego la conversión de impurezas como CO y  $CO_2$  a  $CH_4$  por la metanación.

### 2.7.2 PROCESO AVANZADO

Este proceso es similar al proceso convencional en lo que se refiere a condiciones de presión y temperatura en las diversas etapas del proceso. La diferencia radica fundamentalmente en que este sistema tiene menos etapas de operación. Es decir se han eliminado las etapas de reformación secundaria, conversión a baja temperatura además del sistema de remoción de  $CO_2$  (al menos que se desee producir Urea) y metanación.

Las dos primeras etapas son usadas para la maximización de conversión del  $CH_4$  y del CO, lo cual no es necesario en este proceso porque pueden ser fácilmente removidos en la unidad PSA y llevados a la zona de combustión para dar calor al reformador primario consumiendo así una menor cantidad de gas fresco para la combustión.

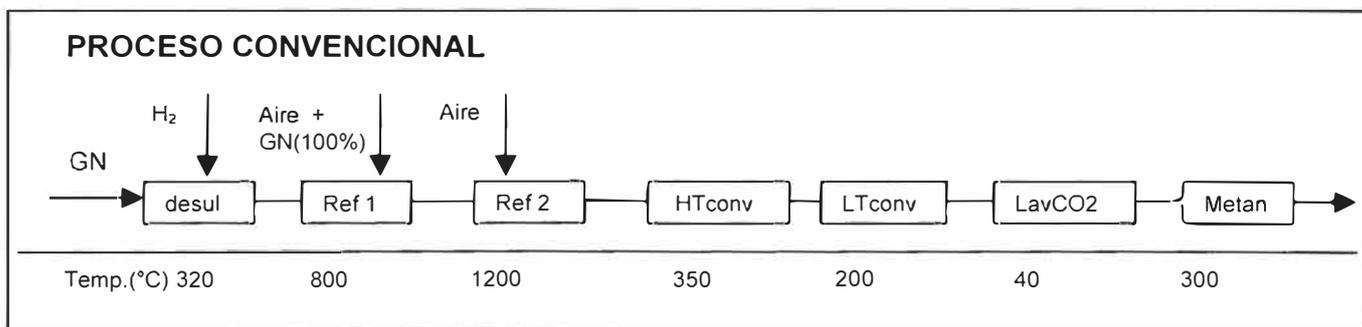
### 2.7.3 ANÁLISIS DE LOS PROCESOS CONVENCIONAL Y AVANZADO

Como se ha podido ver, el proceso avanzado es más ventajoso por una serie de puntos que a continuación detallamos.

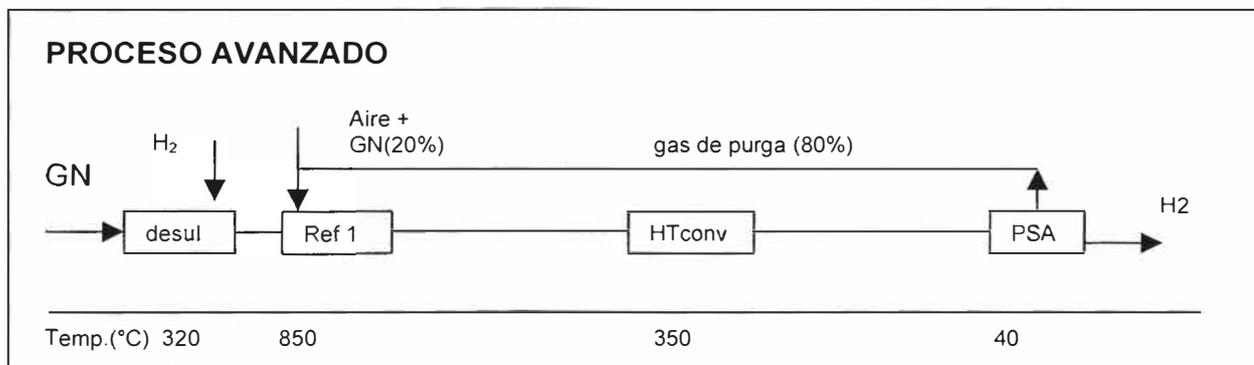
El proceso avanzado tiene menos separadores debido a que no se cuenta con sistema de recuperación de solvente de CO<sub>2</sub>.

Otra de las ventajas es que posee menos reactores; se han eliminado el reformador secundario, el convertidor de baja temperatura y el metanador. Además no utiliza bombas ya que no se cuenta con solventes y se elimina el compresor de aire para el reformador secundario. Todo esto hace que el sistema avanzado tenga solo 15 equipos contra 42 del proceso convencional.

**FIGURA N° 2.5 A**  
**DIAGRAMA COMPARATIVO DEL STEAM REFORMING POR PROCESO CONVENCIONAL Y EL AVANZADO (según Linde)**



**FIGURA N° 2.5 B**  
**DIAGRAMA COMPARATIVO DEL STEAM REFORMING POR PROCESO CONVENCIONAL Y EL AVANZADO (según Linde)**



En estos gráficos se puede ver que el mayor número de cambios de temperatura se da en el método convencional lo cuál al final se transforma en costos porque requería un mayor número de intercambiadores para producir estos cambios de temperatura.

## 2.8 EVALUACIÓN DEL PROCESO MÁS OPTIMO PARA LA PRODUCCIÓN DEL H<sub>2</sub> EN EL COMPLEJO CACHIMAYO

El complejo Yura División - Cachimayo, como se vio antes; tiene como finalidad producir en un 95% nitrato de amonio para uso minero en sus dos variedades: grado anfo y técnico. Actualmente se produce 110 Tn/día; aunque la capacidad instalada de esta planta es 220 Tn/día. Una razón es por la falta de H<sub>2</sub> ya que actualmente solo se produce alrededor de 3900 Nm<sup>3</sup>/h.

Otra de las razones es la poca capacidad de sus plantas de ácido Nítrico, amoníaco y Nitrógeno.

El personal del complejo tiene estudios desarrollados para la ampliación de estas plantas y obtener la materia prima para producir 220tn/día de Nitrato de amonio.

Debido a esta necesidad, nosotros efectuamos este estudio para producir el H<sub>2</sub> requerido para esta ampliación.

Teniendo en cuenta la alta calidad del producto obtenido, confiamos en que toda la producción proyectada puede ser comercializada.

Los requerimientos de Nitrato de amonio por el mercado Nacional son de 360 Tn/día (según se pudo verificar en las importaciones hechas por empresas comercializadoras) en sus dos versiones para uso como explosivos:

- Nitrato de Amonio grado anfo:
- Nitrato de Amonio grado Técnico:

Este consumo nacional garantiza, que si se puede comercializar estos 220 Tn/día de Nitrato y que por lo tanto la capacidad de nuestro diseño es 10.000Nm<sup>3</sup>/h de Hidrógeno.

- Para Producir 220 Tn/día de Nitrato necesitamos:

Ácido Nítrico = 173.3tmd  
Amoníaco = 117 tmd  
Nitrógeno = 3250 Nm<sup>3</sup>/h  
Hidrógeno = 9650 Nm<sup>3</sup>/h

- La planta actualmente cuenta con las siguientes capacidades:

Ácido Nítrico = 140 tmd  
Amoníaco = 50 tmd  
Nitrógeno = 2500 Nm<sup>3</sup>/h  
Hidrógeno = 3900 Nm<sup>3</sup>/h

Las ampliaciones deberán considerar la diferencia.

- Requerimientos para la planta de H<sub>2</sub>.

Capacidad : 10 000 Nm<sup>3</sup>/h  
 Pureza : CO<sub>2</sub> = 0 ppm  
 CO = 4 ppm max.

La exigencia de la pureza se debe a que el catalizador de amoníaco es muy sensible a la presencia de CO y CO<sub>2</sub>.

Para determinar cual es el proceso más óptimo de los estudiados efectuaremos dos evaluaciones, que a continuación se detallan:

### 2.8.1 EVALUACIÓN POR CAPACIDAD Y PUREZA

La planta requerida debe tener una capacidad de 10 000 Nm<sup>3</sup>/h y la pureza de 99.99%. Para esta evaluación se toman en cuenta 4 procesos:

- Reformado al vapor método avanzado (con purificación vía sistema PSA)
- Reformado al vapor método convencional (con purificación por solventes)
- Oxidación parcial con sistema de purificación PSA
- Reformado auto térmico con sistema de purificación PSA.

De estos procesos, veremos cuales son los que pueden ser diseñados para capacidades pequeñas, como de 10,000 Nm<sup>3</sup>/h y también seleccionaremos cual de estos procesos cumplen con las condiciones de pureza requeridas.

**TABLA N° 2.5**  
**MATRIZ DE EVALUACION POR CAPACIDAD Y PUREZA**

ITEM	Requerimientos de la planta	Reformado al vapor-PSA	Reformado al vapor- Lavado	Oxidación Parcial	Reformado auto térmico
1	Capacidad de la planta	>5000 Nm <sup>3</sup> /h	>5000 Nm <sup>3</sup> /h	>5000 Nm <sup>3</sup> /h	>100000 Nm <sup>3</sup> /h
2	Pureza del Hidrógeno	99.99%	99.99%	99.99%	99.99%

Como se puede apreciar en el cuadro anterior, el reformado auto térmico no cumple con el requisito de capacidad de planta, ya que anteriormente se estudió que este proceso es usado para grandes capacidades (100,000 Nm<sup>3</sup>/h); con este primer desarrollo podemos descartar al proceso de reformado auto térmico. También podemos observar que todos los procesos cumplen con los requerimientos de pureza. Para continuar con la selección de la alternativa más óptima debemos efectuar una segunda evaluación más detallada para obtener el óptimo proceso.

## 2.8.2 EVALUACIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS

Para esta evaluación no se ha tomado en cuenta el reformado auto térmico, por el cual fue descartado anteriormente.

Se han seleccionado los parámetros más relevantes cuya evaluación comparativa nos otorgará un resultado técnico más confiable. Estos son:

- Las condiciones de operación de cada proceso
- Consumo de oxígeno ó aire
- Consumo de agua desmineralizada
- Consumo de energía
- Necesidad de un compresor ó ventilador de oxígeno ó aire
- El número de equipos requeridos
- Materia prima requerida para combustión y dar el calor de reacción necesario
- Materia prima para la producción de Hidrógeno
- Cantidades aproximadas de contaminantes gaseosos, líquidos y sólidos
- Requerimiento de agua de enfriamiento
- Requerimiento de catalizadores
- Vapor exportado por la planta
- Compresor de Hidrógeno, para el producto final.
- Composición del producto.

Los datos requeridos para estos parámetros han sido calculados y obtenidos, exclusivamente para una planta de 10 000 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub>.

A continuación mostramos en forma comparativa la matriz de evaluación económica de los procesos que no fueron descartados en la evaluación anterior.

**TABLA N° 2.6**  
**MATRIZ DE EVALUACION TECNOLOGICA DE LOS PROCESOS**

Item	Descripción	Unidades	Reformado al vapor - sistema de purificación por lavado con solvente	Reformado al vapor -sistema de purificación por adsorción PSA	Oxidación parcial
1	Condiciones de operación y mantenimiento	°C/atm	815 - 871°C / max 20bar de producto. Mantenimiento 1 mes por año	800 - 900°C / max 20 bar de producto. Mantenimiento 1 mes por año	1300-1380°C / 20-80 atm. Mantenimiento 1 mes por año
2	Consumo de oxígeno ó aire		2500Nm <sup>3</sup> /h O <sub>2</sub> impuro	1800Nm <sup>3</sup> /h O <sub>2</sub> impuro	2000Nm <sup>3</sup> /h O <sub>2</sub> con 98% de pureza
3	Agua desminer.	m <sup>3</sup> /h	13	12	14
4	Energía	Kw	1350	1200	1400
5	Compresor de Oxígeno ó aire		Ventiladores para O <sub>2</sub> al reformador secundario y aire al reformador primario	Ventilador para el aire al reformador Primario	Compresor para el O <sub>2</sub> al reactor
6	# de equipos		42	15	16 (se adiciona un lavador de sólidos como son los metales y carbón)
7	GN para combust.	Nm <sup>3</sup> /h	1320	740	No requiere
8	GN para proceso	Nm <sup>3</sup> /h	3200	3150	3431
9	Impacto ambiental		Aprox. 1300 Nm <sup>3</sup> /h de gases de combustión, solventes de CO <sub>2</sub> , agua de enfriamiento y purga de caldera.	Aprox. 1300 Nm <sup>3</sup> /h de gases de combustión, agua de enfr. Y purga de caldera.	Aprox. 1300Nm <sup>3</sup> /h de gases de comb., agua con gases disueltos y aceites, agua de enfr. y purga de caldera.
10	Agua de enfriam.	M <sup>3</sup> /h	35	35	45
11	Requerimiento de Catalizadores		Desulf., 1-2 reformadores, conversión de alta y baja temp y metanación	Desulf., reformador primario y conv. De alta temp.	Desulfurización y conversión
12	Vapor exportado	Tn/h	0 - 13	0 - 12	14
13	Compresor de H2		1 de 20 a 30 bar	1 de 20 a 30 bar	No requiere
14	Composición del producto		Mezcla de H <sub>2</sub> - N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> puro	H <sub>2</sub> puro

### 2.8.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE GAS NATURAL

La tabla N° 2.7 que constituye una matriz, muestra la calificación otorgada a los diferentes parámetros analizados de la Tabla N° 2.6.

**TABLA N° 2.7 A**  
**CALIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE LA MATRIZ DE EVALUACIÓN TECNOLÓGICA DE LOS PROCESOS**

ITEM	DESCRIPCION	REFORMADO AL VAPOR (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> VIA LAVADO CON SOLVENTES)	REFORMADO AL VAPOR (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> VIA ADSORCION- PSA)	OXIDACION PARCIAL (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> , VIA SISTEMA DE ADSORCION – PSA)
1	Condiciones de operación y mantenimiento	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Trabaja a temperaturas mas bajas que los demás procesos, por lo que no necesita mayor pre -calentamiento de los flujos.</li> <li>▪ Constituida por muchos equipos. Requiere de un mayor trabajo de mantenimiento.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Por la necesidad de mayor conversión se trabaja a mayores temperaturas.</li> <li>▪ Los trabajos de mantenimiento son menores por la menor cantidad de equipos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ La reacción de combustión del GN a altas presiones produce gases de altas temperaturas.</li> <li>▪ Los trabajos de mantenimiento son mayores por la acumulación de carbón en los equipos por arrastre del gas de síntesis producido.</li> </ul>
2	Consumo de oxígeno ó aire	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ La planta consume aire para el reformador primario y para el secundario a alta presión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solo consume aire para quemar el GN que dará el calor de reacción al reformador.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Requiere de oxígeno para la combustión de GN, en su horno para la producción de gas de síntesis con una pureza de 98%; lo que además hace necesario una planta adicional para obtener el O<sub>2</sub>.</li> </ul>
3	Agua desmineralizada	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Consume mayor cantidad de agua de enfriamiento y para producir vapor.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Consume la menor cantidad de agua desmineralizada porque produce el vapor necesario para la planta.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Requiere de altos consumos de agua para la producción de vapor.</li> </ul>

**TABLA N° 2.7 B**  
**CALIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE LA MATRIZ DE EVALUACIÓN TECNOLÓGICA DE LOS PROCESOS**

ITEM	DESCRIPCION	REFORMADO AL VAPOR (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> VIA LAVADO CON SOLVENTES)	REFORMADO AL VAPOR (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> VIA ADSORCION- PSA)	OXIDACION PARCIAL (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> , VIA SISTEMA DE ADSORCION - PSA)
4	Energía	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere de un alto consumo de energía por la mayor cantidad de equipos que tiene este proceso.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>El costo de energía disminuye porque este proceso tiene menos equipos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere de consumos de energía elevados por el compresor de oxígeno que requiere.</li> </ul>
5	Compresor de Oxígeno o aire	Requiere de un ventilador de aire para la combustión del GN en el reformador primario y un compresor de aire para el reformador secundario.	Solo requiere de un ventilador para el reformador.	Requiere de un compresor de oxigeno para producir el gas de síntesis en el horno.
6	# de equipos	<ul style="list-style-type: none"> <li>Tiene un mayor número de equipos, por el sistema de purificación.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>El número de equipos se reduce en más del 50%.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Tiene un alto número de equipos, por la eliminación de negro de humo de gas de síntesis.</li> </ul>
7	GN para proceso	<ul style="list-style-type: none"> <li>Consumo un mayor flujo de GN, para dar el calor de reacción; porque no cuenta con los gases de purga que se recuperarían.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>El GN para dar el calor de reacción al reformador es pequeño porque toma como gas combustible las purgas de gas del sistema PSA.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>No requiere de combustión de GN para dar el calor de reacción, ya que la reacción es exotérmica.</li> </ul>
8	GN para combustión	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere de una mayor cantidad de GN como materia prima, porque requiere de altas conversiones, para facilitar la purificación.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>El GN requerido como materia prima es menor que los otros procesos, porque el sistema puede eliminar las impurezas como el CO, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>. No requiriendo altas conversiones.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere de una mayor cantidad de GN, porque la conversión en el horno es pequeña comparado con los reformadores.</li> </ul>

**TABLA N° 2.7 C**  
**CALIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE LA MATRIZ DE EVALUACIÓN TECNOLÓGICA DE LOS PROCESOS**

ITEM	DESCRIPCION	REFORMADO AL VAPOR (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> VIA LAVADO CON SOLVENTES)	REFORMADO AL VAPOR (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> VIA ADSORCION- PSA)	OXIDACION PARCIAL (PURIFICACION DE H <sub>2</sub> , VIA SISTEMA DE ADSORCION – PSA)
9	Impacto ambiental	<ul style="list-style-type: none"> <li>Presenta un alto grado de efluentes gaseosos debido a la combustión en el reformador primario; efluentes líquidos debido a los solventes utilizados, que cada cierto tiempo necesitan renovación.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Solo presenta emisiones de gases de combustión a la atmósfera y no residuos líquidos como otros procesos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Tiene un alto grado de contaminantes: los gaseosos son similares a los anteriores procesos, pero a esto se adiciona los líquidos con residuos de carbón.</li> </ul>
10	Agua de enfriamiento	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere poco agua de enfriamiento.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere poco agua de enfriamiento.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere de gran cantidad de agua para la columna de lavado de negro de humo.</li> </ul>
11	Requerimiento de catalizadores	<ul style="list-style-type: none"> <li>Presenta mayor número de paradas por cambio de catalizadores en los reactores y posibles paradas por envenenamiento de los mismos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere solo para el reactor de desulfurización, reformación y conversión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere solo para el reactor de conversión.</li> </ul>
12	Vapor exportado	<ul style="list-style-type: none"> <li>Presenta exceso de vapor producido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Produce solo el vapor necesario para la planta.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Produce vapor en exceso.</li> </ul>
13	Compresor de H <sub>2</sub>	<ul style="list-style-type: none"> <li>No produce Hidrógeno a 30 bar, por lo que requiere de un compresor adicional.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requiere de un compresor de H<sub>2</sub>, porque el proceso proporciona H<sub>2</sub> a 20 bar.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Puede producir H<sub>2</sub>, a altas presiones por lo que no necesita un compresor para comprimir hasta 30 atm.</li> </ul>
14	Composición del producto	<ul style="list-style-type: none"> <li>Produce la mezcla H<sub>2</sub>-N<sub>2</sub></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Solo produce H<sub>2</sub> puro</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Solo produce H<sub>2</sub> puro.</li> </ul>

## ANÁLISIS DE LA MATRIZ

- El proceso de oxidación parcial requiere de oxígeno con una pureza de 98% para combustionar el GN, siendo necesario adquirir una planta para producir Oxígeno ya que las instalaciones actuales no requieren de una producción de oxígeno. Quedando de esta manera descartada esta posibilidad.
- Comparando los procesos de reformado al vapor tanto avanzado como convencional, de acuerdo a la matriz anterior podemos verificar que las ventajas a favor del proceso avanzado son bastante significativos; por ejemplo:
  - Presenta facilidad de mantenimiento y operación.
  - Menor consumo de aire.
  - Menor consumo de agua desmineralizada.
  - Menor consumo de energía.
  - Requiere de solo un ventilador para el aire.
  - Requiere de menor número de equipos.
  - Presenta un menor consumo de GN, tanto para combustión como materia prima.
  - Menor cantidad de efluentes gaseosos.
  - Menor consumo de agua de enfriamiento.
  - Presenta menor número de paradas por cambio de catalizadores.

Aunque presenta como desventajas que sólo produce H<sub>2</sub> gaseoso.

### 2.8.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS TECNOLOGÍAS DE REFORMADO AL VAPOR (AVANZADO Y CONVENCIONAL) PARA UNA PLANTA CON CAPACIDAD DE 10,000NM<sup>3</sup>/H

**TABLA N° 2.8**  
**COSTO DE INVERSION EN EQUIPOS PARA UNA PLANTA DE 10,000 Nm<sup>3</sup>/h**

Descripción	Reformado al vapor sistema convencional	Reformado al vapor sistema avanzado
Inversión	10 MMUS\$	8.2 MMUS\$

Económicamente el proceso de reformado al vapor por sistema de purificación avanzado (PSA) es más ventajoso.

Sin embargo como se vio en la matriz de evaluación de procesos; el sistema convencional produce la mezcla gaseosa de Hidrógeno y Nitrógeno, lo que podría ser utilizado directamente como materia prima para la planta de síntesis de amoníaco, no siendo necesario de esta manera que trabaje la planta de fraccionamiento de aire.

Es por esta razón que evaluaremos la rentabilidad de una planta de hidrógeno con un sistema de purificación avanzado más el aumento de capacidad de la planta de fraccionamiento frente a una planta convencional

**TABLA N° 2.9**  
**DATOS ECONOMICOS REQUERIDOS PARA LA EVALUACION**  
**(MMU\$)**

<b>Plantas</b>	<b>Fraccionamiento de aire</b>	<b>Planta de Hidrógeno - sistema avanzado</b>	<b>Planta de H<sub>2</sub> - N<sub>2</sub> sistema convencional</b>
Inversión Total	1.65	13.02	18
Costo de producción y mantenimiento.	1.65	5.25	6
Depreciación	0.2295	0.41	0.57
Valor de rescate	0.765	0.65	0.9

Nota.- La planta de fraccionamiento actual tiene un precio de 2 MMU\$, inicialmente costó 6 MMU\$.

**ALTERNATIVA A:**

AUMENTAR LA CAPACIDAD DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE DE 2,500 A 3,500 Nm<sup>3</sup>/h DE NITROGENO.  
 PRODUCIR HIDROGENO 10 000Nm<sup>3</sup>/h VIA SISTEMA AVANZADO-PSA.

**TABLA N° 2.10**  
**CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO DE EGRESOS**  
**MODIFICACIONES EN PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE**  
**(MMU\$)**

<b>Año</b>	<b>Inversión</b>	<b>Costo de operación y mantenimiento</b>	<b>Depreciación</b>	<b>FEG (flujo de egresos)</b>
0				
1	3.65 (*)	0.165	0.2295	3.697
2	0	0.165	0.2295	0.047
3	0	0.165	0.2295	0.047
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
30	0	0.165	0.2295	0.047
31	-0.765	0	0	-0.765

(\*) 2 millones precio actual más 1.65 millones de inversión en modificaciones (ver **Apéndice II**)

VPNEG = 3.473 MMUS\$

**TABLA N° 2.11**  
**CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO DE EGRESOS**  
**PLANTA DE HIDROGENO VIA SIST. AVANZADO (MMUS\$)**

<b>Año</b>	<b>Inversión</b>	<b>Costo de op. Y mtto.</b>	<b>Depreciación</b>	<b>FEG (flujo de egresos)</b>
0				
1	13.02	5.25	0.41	16.57
2	0	5.25	0.41	3.55
3	0	5.25	0.41	3.55
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
30	0	5.25	0.41	3.55
31	-0.65	0	0	-0.65

VPNEG = 34.621 MMUS\$

Sumando ambos VPNEG tenemos:

**VPNEG total = 38.094 MMUS\$**

**ALTERNATIVA B:**

PRODUCIR LA MEZCLA GASEOSA H<sub>2</sub>- N<sub>2</sub> VIA SISTEMA CONVENCIONAL  
 (10 000Nm<sup>3</sup>/h Y 3 500Nm<sup>3</sup>/h RESPECTIVAMENTE)

**TABLA N° 2.12**  
**CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO DE EGRESOS**  
**PLANTA H<sub>2</sub> - N<sub>2</sub> VIA SIST. CONVENCIONAL (MMUS\$)**

<b>Año</b>	<b>Inversión</b>	<b>Costo de op. Y mtto.</b>	<b>Depreciación</b>	<b>FEG (flujo de egresos)</b>
0				
1	18 (*)	6	0.57	22.03
2	0	6	0.57	4.03
3	0	6	0.57	4.03
.	.	.	.	.
.	.	.	.	.
30	0	6	0.57	4.03
31	-0.9	0	0	-0.9

**VPNEG = 42.10 MMUS\$**

De donde podemos verificar que el mayor gasto se da en la alternativa B, esto significa un ahorro de 4.007 MMUS\$ en el periodo de 30 años, es decir 133,572 US\$/ año.

(\*) La inversión total de la planta (18 MMU\$) es producto de las siguientes consideraciones:

**TABLA N° 2.13  
DETALLE DE INVERSION TOTAL DE LA  
PLANTA H<sub>2</sub> - N<sub>2</sub> VIA SIST. CONVENCIONAL (MMU\$)**

COSTO DIRECTO		COSTO INDIRECTO	
Costo de planta	10	Supervisión e ingeniería	0.7
Instalaciones	2	Costo de construcción	0
Control e instrumentos	0.8	Utilidad del contratista	0.8
Tuberías y accesorios	0.8	Contingencias	1.5
Instalaciones eléctricas	0.6		
Edificaciones	0.4		
Delimitaciones	0		
Facilidades y servicios	0.4		
Terreno	0		
<b>TOTAL DE COSTOS DIRECTOS</b>	<b>15</b>	<b>TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS</b>	<b>3</b>

### 2.8.5 CONCLUSIONES

- El proceso de Reformado Auto térmico fue descartado porque su diseño es para capacidades mayores a las que requerimos (10,000 Nm<sup>3</sup>/h)
- Los cuatro procesos tomados en cuenta inicialmente cumplen con los requerimientos de pureza.
- El proceso de oxidación parcial requiere de una planta de producción de oxígeno además de un compresor para incrementar la presión del oxígeno; lo que hace que requiera de una mayor inversión.
- En los procesos de reformado al vapor se requiere de un compresor para elevar la presión del hidrógeno hasta 30 bar, ya que estas plantas trabajan con una presión óptima de 25 bar, mientras que las de oxidación parcial hasta 40 bar; pero esto puede ser compensado, ya que será necesario cambiar el compresor de gas de síntesis en la planta de amoníaco para duplicar la capacidad, dando una presión de succión de 20 bar. (**ver Apéndice II**)
- El proceso convencional de reformado al vapor requiere de un mayor número de equipos y etapas de proceso para la obtención de hidrógeno.
- En el proceso avanzado de reformado al vapor, se utiliza el sistema de purificación PSA, donde a partir de los gases que son purgados se obtiene el 85% del calor requerido para producir las reacciones en el reformador primario, mientras que en proceso convencional, es necesario quemar GN.
- Se pudo ver que el sistema avanzado, presenta una desventaja ya que solo produce hidrógeno y no la mezcla con nitrógeno, lo que sería necesario para la producción de amoníaco en la planta de síntesis; pero se puede verificar que es más rentable ampliar la planta de fraccionamiento de aire que adquirir una planta convencional, que si nos proporciona el gas de mezcla. (**ver Apéndice II**).

# **CAPITULO III**

## **ELECCION TECNICA – ECONOMICA DE LA TECNOLOGIA MAS VENTAJOSA**

### III. ELECCIÓN TÉCNICA – ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS VENTAJOSA

En el capítulo anterior, se estudió en detalle las características, ventajas y desventajas de cada uno de los procesos más importantes para la producción de hidrógeno a partir de gas natural, se determinó que es más adecuado producir H<sub>2</sub> por reformado al vapor – método avanzado.

El reformado al vapor presenta menor grado de contaminación ambiental, requerimiento de servicios (energía, agua industrial y desmineralizada), mayor facilidad de operación y mantenimiento, menor número de equipos y sobre todo una menor inversión.

La información para el desarrollo de este capítulo; se procedió a consultar a las empresas más prestigiosas en diseño de plantas de hidrógeno como son Linde, Haldor Topsoe, Lurgi, Krupp Uhde y Kellogg. No todas las firmas mencionadas nos proporcionaron información; pero lo que obtuvimos fue suficiente para efectuar el presente desarrollo. Además hubo algunas firmas que nos hicieron conocer su punto de vista con respecto al proyecto, sin brindarnos mayor información porque ellas actualmente diseñan plantas de capacidades mucho más grandes que la nuestra ya que esto es la tendencia actual por economía de escala. Esta es una de las razones por la que creemos que no nos contestaron otras firmas.

#### 3.1 HALDOR TOPSOE

La capacidad de la planta de H<sub>2</sub> actual del complejo Cachimayo es 4 550 Nm<sup>3</sup>/h y la proyectada es de 9 100 Nm<sup>3</sup>/h. Haldor Topsoe ha desarrollado una nueva tecnología en lo que a reformadores se refiere. Con la finalidad de disminuir el consumo de combustible para proveer de calor al reformador primario en plantas de pequeña capacidad, esta firma ha desarrollado el reformador por convección. Esta técnica reemplaza a los típicos reformadores Haldor con quemadores horizontales, que tenían un alto consumo de combustible para pequeñas capacidades (de 840 Nm<sup>3</sup>/h hasta 20,000 Nm<sup>3</sup>/h).

Para el presente proyecto necesitamos tener el dimensionado de una planta de 9,100 Nm<sup>3</sup>/h que solo lo provee Haldor Topsoe y para el aumento de la capacidad a 10,000 Nm<sup>3</sup>/h, esta firma nos recomienda trabajar con la misma tecnología es decir “Reformación por convección para la producción de H<sub>2</sub>”, técnica que será comparada con la tecnología Linde AG, que veremos más adelante.

En el **Anexo IX**, se muestra un diagrama de flujo del proceso.

##### 3.1.1 PRE-TRATAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA

El gas natural llega por lo general hasta con 10 ppm de azufre y es suficiente para desactivar los catalizadores del reformado y de conversión. Es por ello que Haldor Topsoe puede eliminarlo hasta 0.05 ppm como máximo. Para ello utiliza un reactor de

hidrogenación, al cual entra el gas con 2.3% de H<sub>2</sub> (según la concentración de azufre puede aumentar hasta un 4%) previo se precalienta hasta 400°C en la zona de convección del reformador primario; obteniéndose el H<sub>2</sub>S. Este gas es adsorbido en un segundo reactor que contiene 2 lechos de catalizador de ZnO.

En la Tabla N° 3.1 se presentan las características de los catalizadores.

**TABLA N° 3.1  
CARACTERISTICAS DE LOS CATALIZADORES**

<b>Características</b>	<b>Hidrogenación</b>	<b>Desulfuración</b>
TIPO	TK-250	HTZ-3
Forma	Anillos	Cilindros
Dimensiones	5.5 x 2.6mm	4 x 8 mm
Composición	2.3% CuO 10% MoO3	ZnO>99% Al-2°3<0.5
Area de contacto	220 m <sup>2</sup> /gr	-
Poros	220m <sup>2</sup> /gr	-
Temperatura (°C)	300 – 400 (500 max)	350 – 400
Presión (bar)	15 – 50	50 max.
Densidad	-	50 max.
Absorción de Azufre	-	1.25 – 39 kg azufre/kg.cat

### 3.1.2 REFORMADOR POR CONVECCIÓN

Este reformador consiste de unos tubos en forma de U contenidos en el interior de un recipiente refractario. El gas natural como materia prima ingresa por la parte superior de los tubos y pasa a través de un lecho de catalizador hasta el fondo del reactor y luego el gas asciende por el otro lado del tubo hasta llegar al tope donde se recolecta el gas en un colector.

Debajo de los tubos se encuentra una cámara con un quemador en el fondo para el combustible y otra para el aire. Aquí se produce el gas de combustión que pasa a través de un plato distribuidor, el cual sirve para direccionar el calor por radiación hacia los tubos.

El calor de reacción para la materia prima en esta tecnología es transferido a través de dos fuentes. La primera es por el gas de combustión que fluye hacia arriba por la parte externa de los tubos y la segunda transferencia es por la parte interna de los tubos, debido al calor recibido por el gas que ya ha reaccionado y ha alcanzado una máxima temperatura en el fondo.

Esta transferencia de calor a través de la bayoneta por los gases en contracorriente hace que se consuma una menor cantidad de combustible; por lo que se dice que con esta tecnología se aprovecha el calor en un 80% comparado con un sistema común (top fired o side fired reformer) que solo tienen un 50% del calor aprovechado.

La zona de combustión en este reactor es similar a la de cualquier reformador ya que siempre se aprovechará el calor para producir su propio vapor, calentar la mezcla vapor /gas y precalentar el aire para la combustión.

El gas de combustión al salir de la cámara de radiación, es concentrado en el tope del reformador que tiene la forma de un casco en donde se calienta la materia prima ya que aquí se encuentran los tubos que la conducen a la zona de radiación.

Las dimensiones de un reformador por convección para nuestra capacidad son:

Diámetro:	6 m
Altura:	20 m

El material de los tubos es similar a lo enunciado en el capítulo anterior. El catalizador es añadido por la parte superior y presenta las siguientes características.

- Tipo: G-67
- Anillos de:  $\varnothing_{Ext}=16$  mm  
 $\varnothing_{Int}=13$  mm  
 $\varnothing_h = 13$  mm
- T (°C) = 680 – 860
- P(bar) =10 – 40 bar
- NiO =18%
- Área de Ni = 4m<sup>2</sup>/gr

El reformador por convección presenta los siguientes parámetros de operación, a la presión de 40 bar:

Temp. de entrada del gas:	409°C
Temp. de salida del gas de síntesis:	588°C
Ratio vapor / carbón:	3.2
Temp. del gas en el fondo de los tubos:	840°C
Temp. / presión vapor de proceso:	420°C / 28bar
Temp./presión aire para comb.	94°C / 0.57bar
Temp. gases de combustión:	566°C

La planta de hidrógeno con reformado por convección, tendrá los siguientes consumos de materia prima:

- Producción de H<sub>2</sub> :

Flujo de gas Nm <sup>3</sup> /h:	10,000
Presión final bar:	30
Pureza % molar:	99.99 %
- Vapor exportado: Esta tecnología produce el vapor necesario para el proceso y en exceso, si es necesario para las otras plantas.
- Servicios:

Agua desmineralizada tn/hr:	5.2
Agua enfriamiento th/hr:	28
Energía eléctrica (max) kw:	1310 kw (incl. Comp. BOOSTER)

Este sistema, por el pequeño tamaño que requiere para la producción de 10,000 Nm<sup>3</sup>/h puede obtener hasta 10% menos en lo que respecta a costo de capital.

En el anexo VII, se muestra un diagrama de los tubos en forma de U.

### 3.1.3 CONVERSIÓN A ALTA TEMPERATURA

La conversión a alta temperatura según Haldor Topsoe, se da a 340°C en un reactor adiabático a baja relación vapor / gas seco, para maximizar la conversión. Esto puede producir la formación de hidrocarburos por conversión de la magnetita a carburo de hierro. Haldor Topsoe ha desarrollado un catalizador que evita la formación de estos carburos, las características de este catalizador son las siguientes:

- Magnetita (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) promovido por Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>
- Tamaño (mm): 4.5 x 45
- Densidad: 1.06

Las condiciones de operación son las siguientes:

- Temperatura: 200 – 350 (400 max.)
- Relación: vapor / gas (entrada) 0.38 (salida) 0.23
- CO(%) a la salida: 1.58%

### 3.1.4 SISTEMA PSA

Similar al descrito anteriormente.

## 3.2 LINDE AG

Linde nos muestra un mismo reformador para todas sus capacidades. Este equipo representa la típica tecnología de los reformadores usados a nivel mundial (Top fired reformer).

En **anexo VIII**, se muestran esquemas proporcionados por Linde, para este proceso.

Linde para este proyecto presentó un convertidor de media temperatura isotérmico, con un serpentín helicoidal por donde se hará circular agua de enfriamiento y así mantener la temperatura constante.

El sistema de purificación esta dado por un arreglo de 4 absorbedores que conmutan cada cierto tiempo.

A continuación describimos cada una de las etapas del proceso Linde.

### 3.2.1 PRE - TRATAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA

El sistema Linde, tiene un completo sistema de pre - tratamiento para eliminar impurezas tales como sulfuros, cloruros, compuestos órgano metálicos y de nitrógeno orgánico, así como mercurio y arsénico. Además está conformado por dos reactores de hidrogenación y adsorción (aunque la adsorción por lo general se realiza en dos reactores en serie).

En el primer reactor, con catalizador Ni - Mo, se produce la hidrogenación, demetalización y desnitrificación (previa mezcla de GN con H<sub>2</sub> hasta un 3%vol).

En el segundo reactor que contiene dos camas de catalizadores la superior con alúmina activada para adsorber los cloruros y en la inferior un lecho de óxido de cinc para adsorber el H<sub>2</sub>S.

Condiciones de operación:

#### HIDROGENACIÓN

T = 390°C                      P = 40 bar  
Mat. Prima: GN con 3% H<sub>2</sub>  
Catalizadores: CoMo, NiMo

#### IMPUREZAS EN EL PRODUCTO

Sulfuros = 0.005 ppm  
Cloruros < 5 ppb  
Metales < 5 ppb

#### ADSORCIÓN

T = 350 – 400°C                      P = 40bar  
Catalizador: Alúmina activada, óxido de cinc

### 3.2.2 REFORMADOR PRIMARIO (TOP FIRED REFORMER)

El reformador primario consiste de un sistema quemadores en el tope, que calientan por radiación los tubos. Este arreglo requiere un menor número de quemadores y genera una alta transferencia de calor especialmente en la entrada de los tubos los cuales tienen baja temperatura en todo el lecho del catalizador; debido al quemado en el tope se mantiene una relativa distribución de temperatura debido a un flujo de calor. Un buen quemado produce un buen flujo de calor y esto se obtiene cuando se hace una adecuada regulación de los tubos de aire en los quemadores.

La distribución de los tubos esta dada en filas, con quemadores ubicados entre las filas de tubos y verticales. El dimensionamiento es el siguiente:

Espacio entre filas:	2100 mm
Espacio entre la pared y la fila:	1600 mm
Espacio entre tubos:	260 mm
Diámetro interno de los tubos:	4"/101.6 mm

Largo del tubo:	12 m
Máximo tubos / quemador:	4 – 5
Máximo número de tubos / columna:	54 (para nuestra capacidad sólo bastará 1 columna con un máximo de 54 tubos).

Todo este sistema se encuentra dentro de un cuerpo de sección rectangular construido con un ladrillo refractario para soportar las altas temperaturas, adicionalmente la parte interior es revestida con una capa de aislamiento de fibra cerámica, esto es para evitar el golpe de llama sobre las paredes, pérdida de calor al ambiente y reducción del ruido.

Antes de ingresar al reformador el GN, se mezcla con vapor en una relación vapor / carbón alrededor de 3. El gas entra por el tope y sale por el fondo del reformador al igual que los gases de combustión. Los parámetros de operación del reformador Linde son:

Temp. Entrada de mezcla del GN y vapor	490 – 550 °C
Temp. Salida del gas de síntesis	830 °C
Presión de operación	30 bar
Ratio vapor / carbón	3 a 1
Vapor de 40 bar y Temp.	350 °C
Temp. de aire para combustión y presión	300°C/35 – 40bar
Temperatura de gases de Combustión	1000°C

Los parámetros de operación mostrados anteriormente por la tecnología Linde AG proporcionan los siguientes consumos de energía y servicios:

- Producción de H<sub>2</sub>:
 

Flujo de gas Nm <sup>3</sup> /h	10,000
Presión final bar	30
Pureza % molar	99.99 %
- Vapor Producido:
 

Flujo de vapor tn/hr	6.38
Temp./presión °C/bar	390/40
- Consumo de materia prima:  
Y combustible
 

Gcal/hr = 35.56
Gj/hr = 148.9
- Consumo de energía  
(Calentamiento, prod. de vapor, etc.)
 

Gcal /hr. = 30.7
GJ/hr = 128.54
- Servicio:
 

Agua desmineralizada tn/hr = 11.12 max. 12
Agua enfriamiento tn/hr = 32
Energía eléctrica (max) kw = 1350 kw
- Flexibilidad del diseño:
 

Producción de vapor Exp.	tn/hr = 5 – 12
Consumo de combustible	EJ/hr = 9 – 35
	Gcal/hr = 2.15 – 8.36

**Nota:**

Estos datos de consumo y producción son para todo el proceso y no solamente el reformador.

El sistema Linde AG es denominado Top fired Reformer y ha sido detallado en el capítulo anterior. Ahí se explicó la zona de radiación y convección así como la calidad de los tubos que se requiere para soportar altas presiones y temperaturas necesarias para el reformado.

### 3.2.3 CONVERSIÓN DE CO

Linde AG muestra tres sistemas de conversión para incrementar la producción CO:

- Conversión a alta temperatura, con catalizador de óxido de hierro promovido por cobre con temperaturas entre 300 – 500°C.
- Conversión de media temperatura; con catalizador basado en cobre y puede ser adiabático o isotérmico a temperaturas de 200 y 350°C.
- Conversión a baja temperatura, con catalizador de cobre a temperaturas de 170 y 250°C

La elección del reactor dependerá de la relación vapor / gas. Si esta es menor a 0.4 es aconsejable trabajar a bajas temperaturas (media Temp.); de lo contrario se debe trabajar con convertidores a altas Temp. (450°C).

Para el caso de media temperatura, Linde propone un reactor isotérmico, este reactor tiene 7 serpentines helicoidales concéntricos por donde circula el agua de enfriamiento que ingresa por el fondo y sale por el tope para entregar el calor ganado a una caldera que se encuentra sobre las serpentines y así generar vapor. Estos serpentines se encuentran dentro de un cuerpo cilíndrico que esta lleno de catalizador.

El gas entra por la parte superior y sale por el fondo con 2.3% de CO, el  $\varnothing$  de los tubos es de alrededor de 1 pulgada.

### 3.2.4 SISTEMA PSA

Similar al sistema explicado anteriormente (Ver diagrama en **anexo VI**).

## 3.3 OTRAS EMPRESAS

Para fines del presente estudio se solicitó información técnica y económica a prestigiosas empresas especializadas en este tipo de producción, tales como: **Krupp UHDE**, **Lurgi**, **MW Kellogg**. Por la capacidad de producción que requiere nuestro proyecto, ninguna expresó interés, pues su tecnología requiere producciones mayores a 10,000Nm<sup>3</sup>/h.

### 3.4 ELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA MÁS VENTAJOSA

A continuación y sobre la base de la información recibida por las empresas Linde y Haldor Topsoe, procederemos a establecer cuadros comparativos que nos permitan elegir la alternativa más ventajosa al proyecto en estudio.

#### 3.4.1 PURIFICACION DE LA CARGA

**TABLA N° 3.2  
COMPARACION DE LA PURIFICACION DE LA CARGA**

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	TECNOLOGÍA	
		HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
1	Máximo porcentaje de sulfuros en el gas seco	20 ppm	20 ppm
2	Cantidad de sulfuros del gas seco purificado	0.005 ppm max	0.005 ppm max
3	Porcentaje de hidrógeno requerido en la carga	2.30%	3%
4	Temperatura de operación	400 °C	390 °C
5	Presión de Operación	25 bar	30 bar
6	Equipos requeridos	Reactor de hidrogenación y adsorbedores	Reactor de hidrogenación y adsorbedores

En ambos casos, las dos tecnologías presentan los mismos requerimientos de equipos así como similares condiciones de operación, por lo que no se presenta ninguna ventaja de una tecnología con respecto a la otra.

#### 3.4.2 REFORMADOR

**TABLA N° 3.3  
COMPARACION DEL REFORMADOR**

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	TECNOLOGÍA	
		HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
1	Capacidad	Aceptable para 10,000 Nm <sup>3</sup> /h	Se puede adecuar a la producción requerida
2	Tipo de reformador	Convection reforming	Top fired reforming
3	Forma de los tubos	En forma de U	Verticales
4	Ubicación de los quemadores	En el fondo del ref.	En el tope del ref.
5	Ratio vapor-carbón	3.2 a 1	3 a 1
6	Tiempo de vida del catalizador	3 a 3.5 años	4 años
7	Porcentaje de hidrogeno a la salida	72%	70%

**TABLA N° 3.3 (Continuación)  
COMPARACION DEL REFORMADOR**

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	TECNOLOGÍA	
		HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
8	Producción de gases de combustión	33,000 Nm <sup>3</sup> /h a 150 °C	35,000 Nm <sup>3</sup> /h a 200 °C
9	Numero de tubos	40	54
10	Consumo de gas natural	34.40 Gcal/h	35.56 Gcal/h
11	Presión de trabajo	24 bar	30 bar
12	Temperatura de entrada del gas	450 °C	550 °C
13	Temperatura de salida del gas reformado	600 °C	830 °C
14	Producción de vapor	Exporta vapor si es necesario	6.38 tm/h a 390 °C y 40 bar

**VENTAJAS Y DESVENTAJAS:**

**TABLA N° 3.4  
VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL REFORMADOR**

HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
La capacidad es óptima para nuestro diseño, 10000Nm <sup>3</sup> /h.	Por lo general, diseñan plantas que son de mayor capacidad (30000Nm <sup>3</sup> /h); pero pueden adaptar a plantas de menor capacidad con menos eficiencia.
Los tubos en forma de U, hacen que el gas de salida ceda su calor al gas de entrada, disminuyéndose el consumo de calor externo para la reacción.	Los tubos verticales, con quemadores en el tope por lo general son de condiciones de elevada temperatura.
Mayor porcentaje de Hidrógeno a la salida del reformador (72%).	La conversión a Hidrógeno es menor a la salida del reformador.
Requiere de menor temperatura de gas de entrada, porque el gas de salida cede su calor en el propio tubo.	La temperatura de entrada es alta por las condiciones duras de operación.
Produce menor cantidad de gas de combustión como contaminante.	Presenta una mayor cantidad de gas de combustión como contaminante a mas temperatura (1200°C)
Requiere menor número de tubos.	El número de tubos es mayor, por lo que dificulta su mantenimiento.
Consume un menor flujo de GN, porque el reformador es de mayor eficiencia y requiere de menos calor externo.	Requiere de mayor cantidad de GN, tanto para la quemar y dar el calor de reacción y para el reformador por tener menos eficiencia.
Requiere de una mayor relación de consumo de vapor (3.2 a 3.1 de Linde A. G.)	El requerimiento de vapor es ligeramente menor por la mayor temperatura de reacción que facilita la conversión a gas de síntesis (relación vapor/carbón = 3).

**TABLA N° 3.4 (Continuación)  
VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL REFORMADOR**

<b>HALDOR TOPSOE</b>	<b>LINDE A.G.</b>
Presenta menor tiempo de vida de su catalizador	Mayor tiempo de vida de su catalizador (4 años contra 3-3.5 años).
La producción de vapor es limitada, por lo general solo es para su propio consumo y no para exportar	La producción de vapor es en exceso, lo cual puede ser utilizada en otros procesos.

**3.4.3 CONVERTIDOR DE ALTA TEMPERATURA (AUMENTO DE LA PRODUCCIÓN DE H<sub>2</sub>)**

**TABLA N° 3.5  
COMPARACION DEL CONVERTIDOR DE ALTA TEMPERATURA**

<b>ÍTEM</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>	<b>TECNOLOGÍA</b>	
		<b>HALDOR TOPSOE</b>	<b>LINDE A.G.</b>
1	Tipo de reactor	Adiabático	Isotérmico
2	Temperatura de entrada	350 °C	350 °C
3	Temperatura de salida	400 °C	350 °C
4	Relación vapor/gas	0.38	0.4
5	Tiempo de vida del catalizador	5 a 5.5 años	6 años
6	Porcentaje de salida de CO	1.58	2.3

**VENTAJAS Y DESVENTAJAS:**

**TABLA N° 3.6  
VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL CONVERTIDOR DE ALTA TEMPERATURA**

<b>HALDOR TOPSOE</b>	<b>LINDE A.G.</b>
La conversión de CO a H <sub>2</sub> , es mayor y esto se refleja por el menor porcentaje a la salida del convertidor.	El porcentaje final de CO, es 2.3%; contra 1.58 de Haldor Topsoe.
Su catalizador es de alto rendimiento, pero de un tiempo de vida de 5.5 años como máximo.	El catalizador tiene un mayor tiempo de vida, 6 años.
El reactor adiabático, incrementa la temperatura final de los reactantes, lo que promueve la reacción.	El reactor isotérmico, mantiene una temperatura constante, por lo que requiere ser enfriado por agua.

### 3.4.4 SISTEMA DE PURIFICACIÓN (PSA)

**TABLA N° 3.7  
COMPARACION DEL SISTEMA DE PURIFICACION (PSA)**

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	TECNOLOGÍA	
		HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
1	Numero de adsorbedores	4	4
2	Tecnología	HALDOR TOPSOE	BASF
3	Material adsorbente	Tamices moleculares	Tamices moleculares
4	Pureza de hidrógeno	99.99	99.99
5	CO en la salida como impureza	1ppm	1ppm

Ambas tecnologías presentan las mismas condiciones de operación y procesos muy similares por lo que no hay mayores diferencias.

### 3.4.5 SERVICIOS REQUERIDOS

**TABLA N° 3.8  
COMPARACION DE LOS SERVICIOS REQUERIDOS**

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	TECNOLOGÍA	
		HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
1	Agua de enfriamiento	28 m <sup>3</sup> /h	32m <sup>3</sup> /h
2	Energía eléctrica (Kwh.)	1310	1350
3	Agua desmineralizada	5.2 m <sup>3</sup> /h	12 m <sup>3</sup> /h

### VENTAJAS Y DESVENTAJAS:

**TABLA N° 3.9  
VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SERVICIOS REQUERIDOS**

HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
La cantidad de agua de enfriamiento es de 28 m <sup>3</sup> /h.	El consumo de agua de enfriamiento es mayor debido a la mayor temperatura de operación del proceso.
.Los consumos de energía son muy similares 1310 Kwh, incluyendo el compresor Booster.	El consumo de energía es de 1350 Kwh.
.El consumo de agua desmineralizada es menor 5.2m <sup>3</sup> /h, lo que esta dentro de la capacidad actual de la planta.	El consumo de agua desmineralizada es alto 12m <sup>3</sup> /h; lo que supera la capacidad actual.

En ambos proyectos es necesario un compresor Booster, para incrementar la presión a 30 Bar.

### 3.4.6 INVERSION EN EQUIPOS

**TABLA N° 3.8  
COMPARACION DE LA INVERSION EN EQUIPOS**

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	TECNOLOGÍA	
		HALDOR TOPSOE	LINDE A.G.
1	Solo equipos	8 MMUS\$	8.5 MMUS\$

El compresor Booster tiene un costo adicional.

### 3.5 CONCLUSIONES

Del análisis de los anteriores cuadros evaluativos, podemos concluir que la tecnología Haldor Topsoe es más ventajosa, tanto técnica como económicamente, por las siguientes razones:

- Menor consumo de materia prima
- Mayor rendimiento del reformador y del convertidor
- Menor temperatura de efluentes (150°C)
- No requiere ampliación de la capacidad de la planta de agua en Cachimayo
- Producción de vapor controlado sin excesos.

### 3.6 DETALLES DEL INFORME ENVIADO POR HALDOR TOPSOE

Haldor Topsoe proporcionó un informe completo técnico – económico que se adjunta en el **Anexo IX**. A continuación se destacan algunos aspectos importantes:

#### 3.6.1 INTRODUCCIÓN

Haldor Topsoe ha introducido un nuevo concepto de la producción de Hidrógeno basado en el reformador por convección, quién tiene una alta eficiencia y un reformador de intercambio de calor compacto.

El proceso de reformador Top Fired Tubular Reformer, solo consume el 50% del calor cedido para calentar los tubos y esto lleva a que los gases de salida salgan a temperaturas bastante altas (1000 °C) y se produce vapor en exceso.

En el proceso de Haldor Topsoe, el calor es cedido por convección en un 80%, esto hace que el gas efluente de calentamiento salga a 588 °C, y se produce solo vapor necesario para el consumo de la planta.

Para el diseño requerido Haldor Topsoe proporciona un sistema de purificación por PSA, lo que hace más factible la purificación a las condiciones requeridas.

### 3.6.2 ALCANCE DE LO SUMINISTRADO POR HALDOR

#### 1. Equipos

- Reformador HTCR, incluye sistema de quemadores.
- Intercambiadores de calor para la recuperación de calor y producción de vapor.
- Bombas para agua de proceso.
- Purificación de Hidrógeno (PSA-4 camas de filtros)
- Catalizadores y adsorbentes
- Cabina de control incluye una estación de operación.
- Sistema de control de planta por PLC's.
- Completo sistema de instrumentación.
- Motores eléctricos para equipos rotativos.
- Plataforma y escaleras para operación de planta.
- Tuberías, en general.

#### 2. Equipos opcionales

Estos equipos son presupuestados aparte.

- Compresor de gas natural.
- Unidad de producción de agua desmineralizada.
- Compresor Booster de hidrógeno.

#### 3. Supervisión y entrenamiento

Haldor Topsoe ofrece además los siguientes servicios de supervisión y entrenamiento.

- Supervisión de arranque.
- Supervisión de cargado de catalizador y reducción.
- Entrenamiento de operarios.

### 3.6.3 PRECIO PRESUPUESTADO

- Para los servicios de ingeniería y abastecimiento de equipos descritos en los puntos anteriores el precio es:  
9 000 000 000.00 euro (nueve millones de euros)  
Este precio no incluye impuestos en el Perú.
- Los equipos opcionales como el compresor Booster es EUR 315 000.00
- Supervisión de servicios es EUR 950.00 por día y por persona, sin considerar hospedaje, viaje y alimentación.
- El costo de los repuestos para por lo menos 2 años es alrededor de EUR 270 000.00.
- Los términos de pago del presente proyecto son los siguientes:  
30%, para confirmar la ejecución del proyecto.  
30%, 6 meses después de la orden  
30%, a la entrega de los equipos.  
10%, máximo 20 meses luego de la orden.

- El tiempo de entrega es de 12 meses luego de la orden y el de montaje y adiestramiento es de 16 semanas.
- El presente presupuesto tiene validez hasta el 31 de diciembre del 2001.

#### **3.6.4 DOCUMENTACIÓN**

- Detalles del proceso de diseño, especificaciones y documentación para el montaje, operación y mantenimiento de la planta serán dados en inglés por triplicado.
- Diagramas de proceso, mostrando presiones, flujos, temperaturas y composiciones.
- Diagramas de instrumentación y tuberías.
- Diagramas de los equipos.
- Datos de instrumentación.
- Certificados de materiales y equipos así como su certificación.
- Detalles de las obras civiles.
- Manuales de operación.
- Lista de repuestos.
- Tres sets para la operación, mantenimiento y repuestos.

#### **3.6.5 LIMITES DE LA BATERÍA**

Todas las líneas son conectadas en su totalidad a los equipos.

Las líneas incluidas en el límite de las baterías son:

- Líneas de entrada: Gas natural, agua desmineralizada, aire de instrumentos, nitrógeno, energía eléctrica.
- Líneas de salida: Hidrógeno.

#### **3.6.6 EXCLUSIONES DE HALDOR TOPSOE**

- Trabajos de adaptación de montaje eléctrico y mecánico.
- Compresor de gas natural
- Unidad de tratamiento de agua
- Compresor de hidrógeno
- Repuestos
- Analizadores del gas de alimentación y de salida
- Laboratorio de análisis
- Almacenamiento de hidrógeno
- Remoción de efluentes
- Aprobación local por las autoridades
- Entre otros

### 3.6.7 COMPRESOR BOOSTER PARA HIDRÓGENO

La planta de amoníaco requiere una producción de hidrógeno a la presión de 30 bar, razón por la cual es necesario un compresor.

Presión de entrada:	20 bar
Presión de salida:	30 bar
Energía:	350 Kwh
Agua de enfriamiento:	18 Nm <sup>3</sup> /h (10 °C de incremento de temperatura)
Precio:	EUR 315 00.00

### 3.7 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL PROCESO HALDOR TOPSOE

A continuación detallamos los requerimientos de materia prima y servicios para la producción de hidrógeno, así como las características del producto final.

#### 3.7.1 CONSUMOS

Estos consumos son dados en base a un desarrollo hecho mediante una simulación para producir 10,000 Nm<sup>3</sup>/h.

• Gas natural como materia prima:	3,496	Nm <sup>3</sup> /h
• Gas natural para combustible:	142	Nm <sup>3</sup> /h
• Agua desmineralizada (conductividad <0.US/cm)	5,203	Kg/h
• Aire para instrumentos	50	Nm <sup>3</sup> /h
• Nitrógeno (O <sub>2</sub> <10ppm)		
Operación normal	0	Nm <sup>3</sup> /h
Arranque ó paradas (3h de duración)	1,000	Nm <sup>3</sup> /h
• Hidrógeno reciclado		
Operación normal	85	Nm <sup>3</sup> /h
Arranque ó paradas	400	Nm <sup>3</sup> /h
• Energía eléctrica	960	Kw
• Agua de enfriamiento (10 °C de incremento)	28	m <sup>3</sup> /h

#### 3.7.2 CARACTERISTICAS DEL HIDROGENO PRODUCIDO

La planta propuesta para Cachimayo es de 10,000 Nm<sup>3</sup>/h y contiene los siguientes parámetros de producción.

• Hidrógeno:	> 99.99 % mol
• CO+CO <sub>2</sub> :	< 10ppm en volumen.
• Nitrógeno:	del balance
• Punto de rocío:	-60°C
• Presión	20 bar
• Temperatura:	45°C.

En el diagrama del Anexo N° IX se detalla el balance de materia y energía del proceso.

En el **Anexo X** se detallan las condiciones termodinámicas de cada una de las corrientes según el programa Desing II.

### 3.8 DESCRIPCION DEL PROCESO HALDOR TOPSOE

La siguiente descripción del proceso de producción de Hidrógeno a partir de gas natural, tomando en cuenta la composición proporcionada por Petro – Peru, que hasta la actualidad se mantiene, así como la capacidad de diseño de 10,000 Nm<sup>3</sup>/h, cabe señalar que la presión final requerida es de 30 bar, pero la máxima eficiencia del proceso de reformado al vapor es proporcionar el Hidrógeno a una presión de 20 bar, por esta razón el proceso nos proporciona esta presión de salida y mediante un compresor BOOSTER se comprimiría hasta la presión de 30 bar.

Con estas bases de diseño se detallará a continuación la descripción del proceso:

La materia prima utilizada es gas natural que previamente ha sido desulfurado, deshumidificado, sin condensados. El flujo es de 3,638 Nm<sup>3</sup>/h a 26.7 de presión y 15°C de los cuales 3,496Nm<sup>3</sup>/h serán utilizados para el reformado y el resto será para proporcionar el calor de reacción mediante la combustión con 27,966 Nm<sup>3</sup>/h de aire. La composición del gas de entrada es la siguiente:

**TABLA N° 3.9  
COMPOSICION DEL GAS A LA ENTRADA**

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje</b>
Metano	86.4 %
Etano	10.6 %
Propano	1.8 %
I-Butano	0.1 %
I-Pentano	0.1 %
N-Butano	0.2 %
Nitrógeno	0.6 %
Dióxido de Carbono	0.2 %

Este gas es mezclado con 85 Nm<sup>3</sup>/h de Hidrógeno reciclado que se encuentra a 29 bar de presión y 96°C.

Este Hidrógeno es para realizar la hidrogenación y transformar los compuestos de azufre a gas sulfhídrico y luego ser adsorbidos; antes de entrar al reactor de desulfuración la mezcla es precalentada hasta 400°C.

Luego de que el gas ha sido desulfurado sale con una temperatura de 370°C y es mezclado con vapor recalentado a 420°C y 28 bar de presión con un flujo de 11,273 Kg/h. Esta mezcla ahora tendría una presión de 23.7 bar y una temperatura de 407°C, y entra al reformador primario donde se produce la reacción de reformado. La reacción alcanza en el fondo de los tubos 840°C y luego es enfriado con el gas de entrada,

saliendo a 588°C por el tope del reformador. Los tubos de este reformador son en forma de U, siendo calentados en el fondo por medio de la combustión de gas natural.

El gas de síntesis a la salida de este reformador en vía seca tiene la siguiente composición:

**TABLA N° 3.10**  
**COMPOSICION DEL GAS A LA SALIDA DEL REFORMADOR (VIA SECA)**

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje</b>
Hidrógeno	72.9 %
Nitrógeno	0.14 %
Monóxido de Carbono	12.35 %
Dióxido de carbono	9.77 %
Metano	4.84 %

Este gas de síntesis, para incrementar la producción de Hidrógeno, es necesario que ingrese a un reactor de conversión a 340°C. Para esto el gas cede su calor a la parte condensada de un Boyler para producir vapor. En este reactor se incrementa el porcentaje de H<sub>2</sub>, por reacción del Monóxido de carbono con el vapor, aumentando también el CO<sub>2</sub>, esta es una reacción exotérmica y la temperatura de salida es de 400°C. La composición a la salida del convertidor es:

**TABLA N° 3.11**  
**COMPOSICION DEL GAS A LA SALIDA DEL CONVERTIDOR**

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje</b>
Hidrógeno	75.29 %
Nitrógeno	0.13 %
Monóxido de Carbono	2.44 %
Dióxido de carbono	17.73 %
Metano	4.41 %

El gas de síntesis nuevamente cede su calor al condensado del Boyler, obteniendo una temperatura de 250°C y luego cede su calor al agua de entrada al Boyler, donde se pre calienta a 217°C, quedando el gas con 160°C, para continuar con este enfriamiento cede su calor a un re-boiler de agua a baja presión.

El gas de síntesis ya con 150°C es enfriado hasta 60°C en un enfriador con aire y después hasta 40°C con agua de enfriamiento. Este gas pasa a un separador de condensado donde se elimina toda el agua, que es recuperada y dirigida al re-boiler.

El gas de síntesis una vez libre de agua ingresa a 40°C con 21 bar al sistema de adsorción por tamices moleculares, donde se elimina el metano, Dióxido y Monóxido de carbono. Quedando sólo el Hidrógeno.

A continuación mostramos las composiciones al ingreso y salida del sistema PSA.

**TABLA N° 3.12  
COMPOSICIONES AL INGRESO Y A LA SALIDA DEL SISTEMA PSA**

	INGRESO AL PSA	PRODUCTO	GAS DE PURGA
<b>FLUJO (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	16,381	10,095	6,286
<b>Componentes</b>	<b>Porcentajes</b>		
Hidrógeno	75.34 %	99.90 %	35.54 %
Nitrógeno	0.13 %	0.1 %	0.18 %
Monóxido de Carbono	2.84 %	2 ppm	6.4 %
Dióxido de carbono	17.68 %	-	46.32 %
Metano	4.41 %	-	11.56 %

De los 10,095 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub>, 85 Nm<sup>3</sup>/h se utilizan para la hidrogenación. Al final del proceso el H<sub>2</sub> es presionado hasta 30 bar, que es la presión requerida.

Del Flujo del agua para la producción de vapor podemos señalar que se necesitan 5.203 m<sup>3</sup>/h a 25 °C y 3 bar, que luego es llevado a un re-boiler donde se calienta a 104°C con el gas de síntesis. En este re-boiler también se mezcla con el agua producto de la separación del condensado del gas de síntesis, luego de ser enfriado hasta 40°C. El agua caliente es presionada por medio de una bomba hasta 33 bar y calentado hasta 217°C y llevado a un Boyler, donde se separa en dos fases y se calienta hasta 231°C. La fase líquida es calentada con el gas de síntesis y con los gases de combustión de la salida del reformador hasta 231°C, para la producción de vapor y mantener el equilibrio a esta temperatura.

La parte vaporosa de este Boyler, es calentada con el gas de combustión del reformador hasta 420°C con un flujo de 11.273 Tn/h de vapor, para ser mezclado con el gas natural e ingresar al reformador.

Los gases de combustión provenientes de reacción del gas natural, gas de purga del sistema PSA y el aire, son requeridos para dar el calor de reacción al reformador llegando hasta los 1220 °C en la zona de combustión y saliendo a 566 °C; seguidamente este gas es enfriado 458 °C para calentar el vapor, luego cede su calor al gas natural para que ingrese al hidrogenador, quedando con 395°C y finalmente es enfriado hasta 260°C por ceder su calor al agua del Boyler.

Estos gases de combustión son evacuados a la atmósfera con las siguientes características:

**TABLA N° 3.13  
PARAMETROS DE LOS GASES DE COMBUSTION**

Parámetro	Valor
Flujo	33,099 Nm <sup>3</sup> /h
Temperatura	260 °C
Presión	0.5 bar

**TABLA N° 3.14  
COMPOSICION DE LOS GASES DE COMBUSTION**

<b>Composición</b>	<b>Porcentaje</b>
Oxígeno	9.6 %
Nitrógeno	75.07 %
Dióxido de carbono	14.43 %
Argón	0.9 %
Agua	4,157 Nm <sup>3</sup> /h

### 3.9 ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

La planta propuesta presenta principalmente emisiones gaseosas, debido a los gases de combustión en el reformador para dar el calor de reacción, que requiere el proceso.

En lo que respecta a otras emisiones como líquidas no son de mayor consideración porque, sólo son agua de caldera (purgas) y agua de enfriamiento con dureza de 2,000 ppm.

En la tabla siguiente se presentan las emisiones gaseosas de la planta propuesta por Haldor Topsoe y los límites permitidos por la reglamentación actual.

**TABLA N° 3.15  
EMISIONES GASEOSAS DE LA PLANTA VS LIMITE LEGAL ESTABLECIDO**

<b>ITEM</b>	<b>CONTAMINANTE</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>EMISIONES DE LA PLANTA</b>	<b>MAXIMOS PERMISIBLES</b>
1	Partículas	Ug/m <sup>3</sup>	0	120
2	CO	mg/m <sup>3</sup> h	0	35
3	SO <sub>3</sub>	Ugr/m <sup>3</sup> h	0	30
4	SO <sub>2</sub>	Ugr/m <sup>3</sup> d	0	300
5	Nox	Ugr/m <sup>3</sup> d	0	20
6	HC's	Ugr/m <sup>3</sup> d	0	15,000
7	CO <sub>2</sub>	Nm <sup>3</sup> /h	4,177	No hay
8	N <sub>2</sub>	Nm <sup>3</sup> /h	21,725	No hay
9	H <sub>2</sub> O	Nm <sup>3</sup> /h	4,157	No hay

Las emisiones de planta están dadas a 260°C.

Los valores máximos permisibles están dados por los Decretos Supremos DS N° 046-93 EM y DS N° 09.95 EM.

Del cuadro anterior se verifica que no existen contaminantes de acuerdo a las normas establecidas. Esto demuestra que el proceso es bastante eficiente en cuanto a la combustión debido a que no presenta partículas ni CO.

# **CAPITULO IV**

## **ESTUDIO DEL PROYECTO GAS DE CAMISEA**

## IV. ESTUDIO DEL PROYECTO GAS DE CAMISEA

### 4.1 ANTECEDENTES

Los yacimientos de Gas natural se encuentran ubicados en el Cuzco, a 700Km de Lima y fueron descubiertos en 1983 por Shell. El yacimiento cuenta con reservas probadas de 8.1 trillones de pies cúbicos de gas natural y 567 millones de barriles de líquidos de gas natural.

En 1988 las negociaciones con Shell para el proyecto del desarrollo se suspendieron por cuestiones políticas. Posteriormente en 1991, el estado peruano reinició las negociaciones con el consorcio Shell - Mobil. En 1996 se firmó el contrato de explotación, luego del cual el consorcio inicio los trabajos de exploración correspondientes a la primera etapa cuya fecha límite se encontraba prevista para mayo de 1998. En julio de 1998, luego de una prórroga por aspectos técnicos el consorcio decidió no continuar con el proyecto.

En consecuencia el estado inició la promoción del yacimiento entre las principales empresas del sector a nivel internacional, creando el CEPRI - CAMISEA (CECAM). El esquema diseñado contempló el desarrollo en módulos de explotación y transporte - distribución. Así mismo se modificó la legislación del sector energético para adecuarla a la generación de gas y se promulgaron normas para regular su utilización (Ley y Reglamento de Promoción de la Industria de Gas Natural).

En Febrero del 2000 luego de un largo proceso de negociación y definición del proceso de privatización, el consorcio Plus Petrol - Hunt Oil - SK Corporation se adjudicó la licencia de explotación del yacimiento de Camisea. El consorcio ofreció la regalía mas elevada (37.24% del valor de producción fiscalizada de gas y líquidos), superando los otros valores ya que la tasa mínima presentada fue de 10%.

Posteriormente en Octubre el consorcio liderado por Technint se adjudicó la buena pro para desarrollar la etapa de transporte y distribución, ofreciendo un costo total de servicio de US\$1449 millones. Este es el valor presente de inversión en construcción, operación, mantenimiento y la utilidad (12% real anual) que obtendrá el consorcio operador en esta etapa, factor fundamental en la determinación de las tarifas que se cobrarán a los usuarios finales de gas natural de Camisea.

**TABLA N° 4.1**  
**CONFORMACIÓN DE LOS CONSORCIOS QUE EJECUTARAN CAMISEA**

<b>EMPRESA</b>	<b>EXPLOTACIÓN</b>	<b>TRANSP. Y DISTRIB.</b>
Technint (Argentina)	-	30.0 %
Hunt Oil (EEUU)	40 %	19.2 %
Pluspetrol (Argentina)	40 %	19.2 %
Sonatrach (Argelia)	-	10.0 %
SK Corp (Corea)	20 %	9.6 %
Graña y Montero(Perú)	-	12.0 %
Total	100 %	100 %

## 4.2 COMPOSICIONES DEL GAS SECO

Hasta la fecha se estima que la composición del gas proveniente de los yacimientos será la siguiente:

**TABLA N° 4.2  
COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL EN CAMISEA**

%	San martin	Cashiriari
Nitrogeno	0.55	0.73
CO2	0.18	0.27
Metano	80.59	83.46
Etano	9.80	8.27
Propano	3.80	2.98
Butano	1.70	1.28
C5+	3.38	3.02
Total	100.00	100.00

## COMPOSICIÓN DEL GAS SECO

Una vez purificado el gas de los reservorios y separado los condensados del gas natural se obtendría un gas seco, que se estima tendría las siguientes composiciones:

**TABLA N° 4.3  
COMPOSICIÓN DEL GAS SECO**

Componente	Rango de porcentaje (%)	
Metano	86.4	88.4
Etano	10.6	10.4
Propano	1.8	0.4
N-butano	0.2	
I-butano	0.1	
N-Pentano		
I-Pentano	0.1	
N-Hexano		
Oxigeno		
Nitrogeno	0.6	0.6
Dióxido de carbono	0.2	

El gas no contendrá agua.

El gas a entregar estará comercialmente libre de polvo ú otro material sólido que se pueda separar del mismo, en el curso de su transporte por gaseoductos.

### 4.2.3 PROPIEDADES

Poder calorífico neto	980 a 1,010 BTU/PC
Gravedad específica	0.63 a 0.61

### 4.3 RUTAS DEL GASEODUCTO Y POLIDUCTO

Hasta el momento se ha determinado que tanto el gaseoducto, como el poliducto serán llevados hasta Lima a través de la siguiente ruta mediante ocho estaciones de compresión:

1. Camisea y San Martín
2. Puerto Maniquí (La Convención - Cuzco)
3. Ayacucho
4. Pisco
5. Pampa Clarita (fin del poliducto - planta de fraccionamiento)
6. Lima
7. Callao

En lo que respecta a la ruta hacia el Cuzco se estima que llegaría hasta la ciudad de Quillabamba, provincia de La Convención, al norte del Cuzco. La llegada del Gas de Camisea al Cuzco es un proyecto que se estimará en el futuro, pasando primero por la provincia de Anta y el Distrito de Cachimayo; pudiéndose así aprovechar esta fuente de energía para efectuar nuestro proyecto.

Ver gráfico del **Apéndice III**.

### 4.4 DEMANDA

La demanda inicial de gas natural estará compuesta por el sector eléctrico é industrial.

En el sector eléctrico ya se tiene comprometidos 70MMPCD a través del contrato Take or Pay firmados por Electro Perú. En el sector industrial, existe un compromiso de 12.8MMPCD proveniente de los contratos Take or Pay firmados por las empresas Alicorp, Sudamérica de Fibras, Cerámica Lima, Cerámica San Lorenzo, Corporación Cerámica y Vidrios Industriales.

Por tanto existe hasta el momento una demanda de 83MMPCD garantizados.

Este volumen representa un 50% de la demanda mínima inicial estimada por el Consorcio (150MMPCD), podría incrementarse progresivamente en los meses futuros, considerando que la ejecución del proyecto esta garantizada.

El principal incremento de la demanda provendrá del sector industrial, considerando que el monto comprometido es bastante bajo y que existen importantes empresas industriales (como Exsa y Cementos Lima) que son potenciales clientes.

Por el momento, se considera que el total de la producción de Gas Natural será orientada al mercado interno. Dada la posición ventajosa de los yacimientos bolivianos, las exportaciones de Gas Natural a Brasil no serían una alternativa rentable en los próximos 15 a 20 años. Por su parte el principal mercado de los líquidos será el externo, aunque existirá una fracción de venta en el mercado interno. Cabe destacar que este yacimiento contiene hidrocarburos líquidos de alta calidad (propano, butano y gasolina natural, entre otros)

#### 4.5 TARIFAS

El precio del gas natural será de US\$ 2.4 por millón de BTU para el sector eléctrico y de US\$ 4.1 para otros usuarios.

**TABLA N° 4.4**  
**PRECIOS DE VENTA DEL GAS NATURAL Y LIQUIDOS DEL GAS DE CAMISEA**

<b>Etapa</b>	<b>Eléctricos</b>	<b>Industriales</b>
<i>Gas (US\$ por millón de BTU)</i>		
Explotación	1000	1800
Explotación (ajustado) 1/	1498	2698
Transporte y distribución	880	1420
<b>Precio Final</b>	<b>2378</b>	<b>4116</b>
<i>Líquidos (US\$ por barril)</i>		
Explotación	Precio de mercado	
Transporte y distribución	1950	
<b>Precio final</b>	<b>1950</b>	

#### 4.6 ASPECTOS PENDIENTES

El inicio de operaciones del Proyecto Camisea está previsto a mas tardar para Julio del 2004, de acuerdo con el plazo límite de 44 meses (fijado por el CEPRI Camisea) una vez firmado el contrato de concesión. La escala inicial vendrá dada por una primera demanda no menor de 150 MMPCD y la explotación de 400 MMPCD y 30000 BPD.

#### 4.7 ESTIMADO DE RUTA HASTA PLANTA CACHIMAYO

De acuerdo al punto 4.3, podemos ver que el gaseoducto llegaría hasta la ciudad de Quillabamba, que se encuentra a 200 Km. de la ciudad del Cuzco. Esta línea pasaría por un lado de la planta, ya que ésta se encuentra en el camino hacia el Cuzco. La planta Cachimayo está a 14.5 Km del Cuzco.

Para estudiar la factibilidad del proyecto planteamos el estimado de costo de un gaseoducto de 8" de diámetro y 200 Km. de longitud.

#### 4.7.1 ESTIMACIÓN DE COSTO DEL GASEODUCTO QUILLABAMBA - CUZCO

De acuerdo al proyecto del gaseoducto, éste tendría las siguientes características:

Diámetro =	8"
Longitud:	200 Km (incluye fallas geográficas del recorrido)
Presión:	100 bar

La tubería sería de acero al carbono A53°B SCH 40

Costo tubería:	280	US\$/6m
Costo Material (soldadura, discos de corte, etc)	2.7	US\$/cordón
Mano de obra (por tubo de 6m)	6	US\$
SUB -TOTAL	288.7	+ otros (*)

**TOTAL COSTOS 330 US\$ /6m**

Para 200Km.

SUB -TOTAL GASEODUCTO: 7.7 MMUS\$ + imprev. (\*\*)

**TOTAL GASEODUCTO: 10 MMUS\$**

Con este costo estimado veremos si es posible plantear la construcción de este gaseoducto, de acuerdo al consumo de la planta.

Consumo de GN:	3390MMBTU/día
Ingreso diario:	4.11 US\$ /MMBTU * 3390 MMBTU/día 13933 US\$
Ingreso mensual:	417990 US\$
<b>Ingreso anual:</b>	<b>4.6 MMUS\$</b>

Al llegar el gas a Cuzco, el consumo sería mayor.

Si planteamos un estimado de 5000 MMBTU/día

Total consumo:	8390MMBTU/día
<b>Ingreso anual:</b>	<b>11.4 MMUS\$</b>

Si consideramos este ingreso anual, se estaría demostrando que el proceso de construcción de un gaseoducto al Cuzco es bastante económico y de esta manera facilitaría a nuestro proyecto.

(\*) otros puede ser pintura ó protección catódica.

(\*\*) acondicionamiento de sectores accidentados.

## 4.8 EVALUACION DE FACTIBILIDAD DE CONSTRUIR UN GASEODUCTO PARA CACHIMAYO

**TABLA N° 4.5  
CALCULO DEL FLUJO NETO DE FONDOS**

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Ingreso por ventas MMUS(\$)	0	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4
Inversión MMUS(\$)	10																														
Depreciación MMUS(\$)		0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33
Utilidad Neta MMUS(\$)	0	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49	3.49
FNFMUS(\$)	-10	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82	3.82

### CONSIDERACIONES

- Impuesto a la renta 30%
- Depreciación lineal
- No hay egresos
- Gastos administrativos 1%
- Gastos de ventas 0.5%
- Tasa de descuento 15%

**TABLA N° 4.6  
CALCULO DE INDICES ECONOMICOS**

Años	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
VPNA	-10	-6.7	-3.8	-1.3	0.9	2.8	4.5	5.9	7.2	8.2	9.2	10.0	10.7	11.3	11.9	12.4	12.8	13.1	13.4	13.7	13.9	14.1	14.3	14.5	14.6	14.7	14.8	14.9	15.0	15.0	15.1
VPBA	0	4.7	8.8	12.3	15.4	18.1	20.4	22.5	24.2	25.8	27.1	28.3	29.3	30.1	30.9	31.6	32.1	32.6	33.1	33.5	33.8	34.1	34.3	34.5	34.7	34.9	35.0	35.2	35.3	35.4	35.4

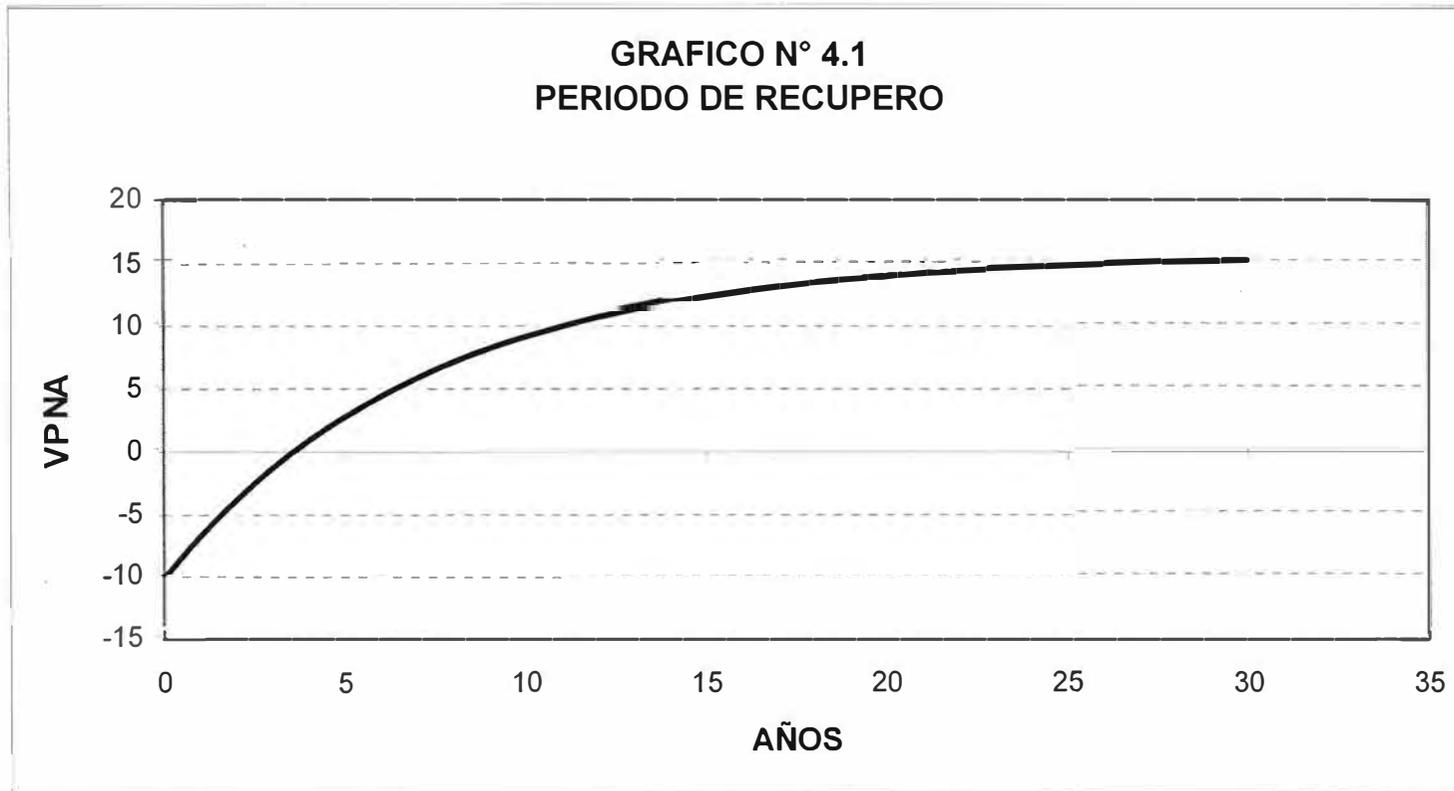
VPN = 15.1

VPB = 35.4

TIR = 38%

B/C = 1.74

## CALCULO DEL PERIODO DE RECUPERO



De la gráfica se obtiene:

AÑOS DE RECUPERO:        4 AÑOS

#### 4.9 EVALUACION DE FACTIBILIDAD DE CONSTRUIR UN GASEODUCTO HASTA CUSCO

**TABLA N° 4.7  
CALCULO DEL FLUJO NETO DE FONDOS**

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Ingreso por ventas MMUS(\$)	0	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	11	
Inversión MMUS(\$)	10.7																														
Depreciación MMUS(\$)		0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	0.36	
Utilidad Neta MMUS(\$)	0	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	7.58	
FNFMUS(\$)	-11	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	

#### CONSIDERACIONES

- Impuesto a la renta 30%
- Depreciación lineal
- No hay egresos
- Gastos administrativos 1%
- Gastos de ventas 0.5%
- Tasa de descuento 15%

**TABLA N° 4.8  
CALCULO DE INDICES ECONOMICOS**

Años	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
VPNA	-10.7	-3.8	2.2	7.4	11.9	15.9	19.3	22.3	24.9	27.1	29.1	30.8	32.3	33.6	34.7	35.7	36.5	37.3	37.9	38.5	38.9	39.4	39.7	40.0	40.3	40.6	40.8	41.0	41.1	41.3	41.4
VPBA	0	9.9	18.5	25.9	32.4	38.1	43.0	47.2	50.9	54.2	57.0	59.4	61.5	63.4	65.0	66.4	67.6	68.6	69.6	70.4	71.1	71.7	72.2	72.6	73.0	73.4	73.7	73.9	74.2	74.4	74.5

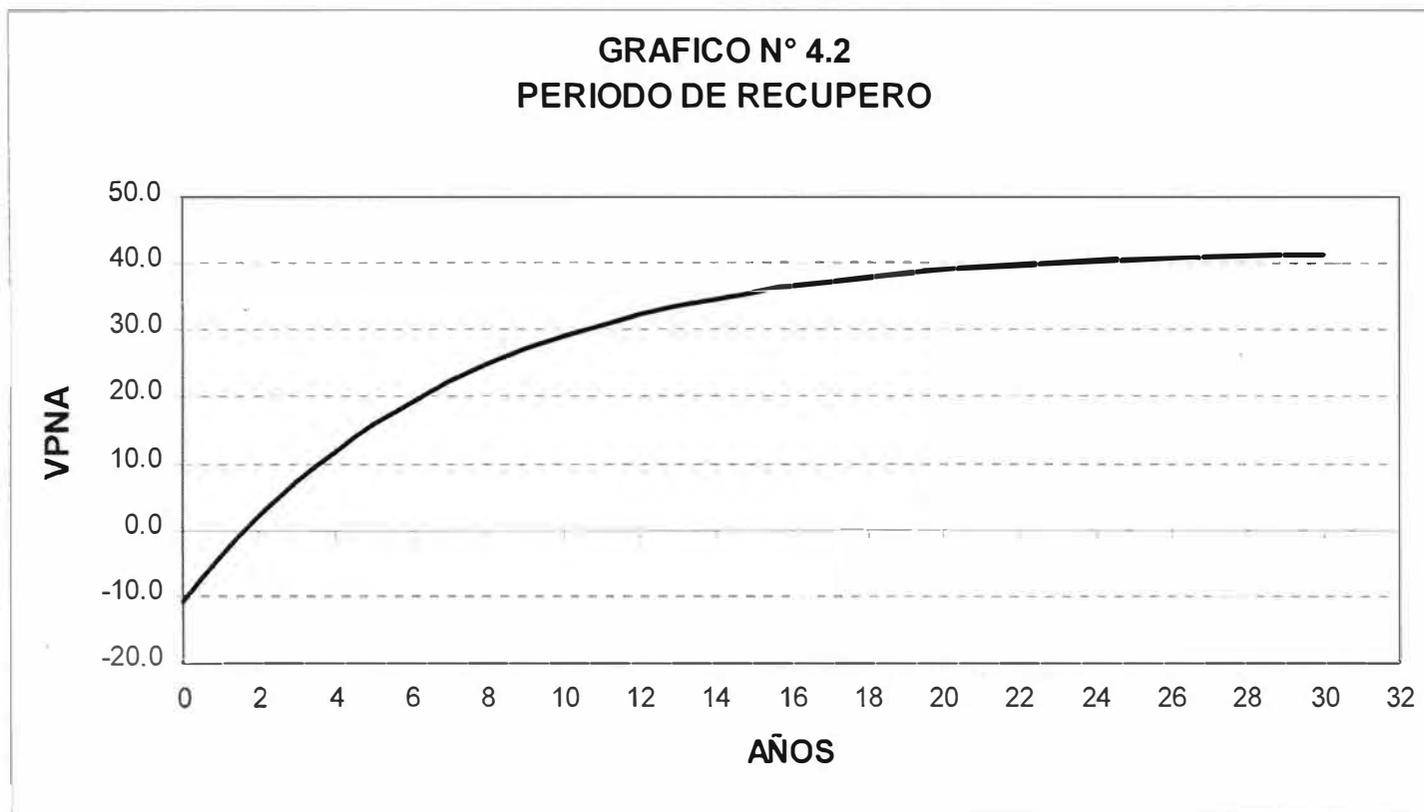
VPN = 41.4

VPB = 74.5

TIR = 74%

B/C = 2.25

## PERIODO DE RECUPERO



De la gráfica se obtiene:

AÑOS DE RECUPERO: 1.8 AÑOS

Se está considerando 14 Km adicionales para llegar hasta Cusco.

La inversión se incrementa a 10.725 MMUS \$

# **CAPITULO V**

## **EVALUACION ECONOMICA Y FINANCIERA**

## V. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA

Para la evaluación económica y financiera se considero la inversión completa de modificación de toda la fábrica y de esa manera tomar cómo ingresos las ventas totales de 220 Tn/d.

Datos suministrados:

- ◆ Inversión total: 19.92 MMUS\$  
(Se está considerando una recuperación de 2 MMUS\$, por futuras ventas de 5 electrolitores)
- ◆ Ventas diarias: 220Tn/d
- ◆ Precio por tonelada: 260 US\$
- ◆ Tiempo de operación anual: 11 meses
- ◆ Tasa de descuento: 15 %
- ◆ Intereses: 10 %
- ◆ Periodo de operación: 30 años
- ◆ Costo del MMBTU de GN: 4.1 US\$
- ◆ Valor de recupero: 1 MMUS\$

### 5.1 RESULTADOS

#### a) Evaluación económica

- ◆ TIR: 32 %
- ◆ Periodo de recupero: 4 años y 8 meses
- ◆ Valor presente neto: 23.8
- ◆ Probabilidad de factibilidad: 98%
- ◆ Relación B/C: 1.24
- ◆ Si la inversión se incrementa en un 25% el proyecto continua siendo factible.

#### b) Evaluación financiera

- ◆ TIR: 44 %
- ◆ Periodo de recupero: 3 años y 8 meses
- ◆ Valor presente neto: 26.9
- ◆ Probabilidad de factibilidad: 97%
- ◆ Relación B/C: 1.28

## 5.2 INVERSION DE CAPITAL FIJO PARA UNA PLANTA DE H<sub>2</sub>

### COSTOS REALES

- Planta	9 000,000 Euros	
- Compresor Booster	315,000 Euros	
<b>Total</b>	<b>9 315,000 Euros</b>	<b>8,190,000 US\$</b>

**CAPACIDAD DE LA PLANTA** 10,000 Nm<sup>3</sup>/Hr

**TABLA 5.1**  
**CALCULO DE LA INVERSION EN CAPITAL FIJO**

COSTOS DIRECTOS		VALOR TIPICO	MM US \$
1	Costo de la Planta	100	8.19
2	Instalación	16	1.31
3	Control e Instrumentación	5	0.41
4	Tuberías y accesorios	5	0.41
5	Instalaciones eléctricas	4	0.33
6	Edificios	0	0.00
7	Delimitaciones	0	0.00
8	Facilidades y servicios	4	0.33
9	Terreno	0	0.00
	<b>Total Directos</b>	<b>134</b>	<b>10.97</b>
COSTOS INDIRECTOS		VALOR TIPICO	MM US \$
10	Supervisión e Ingeniería	6	0.49
11	Costos de Construcción	0	0.00
12	Utilidad del Contratista	7	0.57
13	Contingencias	12	0.98
	<b>Total Indirectos</b>	<b>25</b>	<b>2.05</b>
MODIFICACIONES EN OTRAS PLANTAS			<b>8.90</b>
RECUPERACION POR VENTA DE ELECTROLITORES			<b>-2.00</b>
<b>TOTAL INV EN CAPITAL FIJO</b>		<b>159</b>	<b>19.92</b>

### NOTA

Las modificaciones en otras plantas y nuevas adquisiciones representan una inversión de 8.9 MMUS\$.

Estos costos los verificamos en el apéndice II.

La recuperación por venta de los electrolitores es de 2 MMUS\$, debido a que hay uno nuevo sin montar, otros cuatro en buen estado, y 2 que están operativos pero con el máximo de años permitidos para operar.

### 5.3 EVALUACIÓN ECONOMICA

**TABLA N° 5.2**  
**PROGRAMA DE PRODUCCIÓN Y REQUERIMIENTOS (en MTM/año)**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
<b>PRODUCCIÓN</b>																														
NITRATO	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3
AC.NITRICO (53%)	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9
AMONIACO	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3
N <sub>2</sub> (*)	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7
H <sub>2</sub> (*)	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1
<b>REQUERIDO</b>																														
AC.NITRICO (53%)	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9
AMONIACO	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3
N <sub>2</sub> (*)	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7
H <sub>2</sub> (*)	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1
GN (**)																														

(\*) NMMm<sup>3</sup>/año

(\*\*) Es de 3,390 MMBTU/día

**TABLA N° 5.3**  
**VALOR DE VENTAS**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
VENTAS TM/D	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220
PRECIO US\$/TM	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260
MUS\$/D	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2
MMUS\$/año	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9

**TABLA N° 5.4**  
**COSTO DE PRODUCCIÓN DE HIDROGENO**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
<b>MAT. PRIMA</b>																														
1000MMBTU/D	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39
US\$/MMBTU	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1
MUS\$/D	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9
MMUS\$/año	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59
<b>E. electrica Kw-H</b>																														
E. electrica Kw-H	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200
COST US\$/KwH	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
US\$/D	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513	513
MUS\$/año	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169	169
<b>AGUA ENF. m3/H</b>																														
AGUA ENF. m3/H	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150
US\$M3	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
US\$/D	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252
MUS\$/año	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2
<b>AGUA DEM. m3/H</b>																														
AGUA DEM. m3/H	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	12
US\$M3	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58
US\$/D	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455
MUS\$/año	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150
OPER. MUS\$/año	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6
MANT. MUS\$/año	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
CAT. MUS\$/año	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
<b>TOTAL MMUS\$/año</b>	<b>5.25</b>																													

**TABLA N° 5.5**  
**COSTO DE PRODUCCIÓN DE NITRATO DE AMONIO**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
NITRATO MMUS\$/año	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	

Extraído de costos reales de planta

**TABLA N° 5.5  
CAPITAL DE TRABAJO**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>																														
INV.M.P.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INV.P.T.	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220
TM DO	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220
TM DC	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199
MTM/año	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	
USS/TM	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260
MMUS\$/año	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
CTAS. Por cobrar 15días																														
MMUS\$/año	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
<b>PASIVO CIRCULANTE</b>																														
CTAS. Por pagar 20 días																														
MMUS\$/año	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	
<b>CAPITAL DE TRABAJO</b>																														
MMUS\$/año	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	0
<b>INCREMENTO</b>																														
MMUS\$/año	2.79	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-2.79

**TABLA N° 5.6  
ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS (MMUS\$/año)**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
INGRESOS	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	
EGRESOS	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	
UT. BRUTA	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	
G. ADMIN(1%)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	
G. VENT(0.5% v)	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	
UT. OPERACION	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	
DEPRECIACION	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	
RENTA NETA	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	9.13	
IMP. RENT (30%)	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	2.74	
UTIL NETA	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	
RESERV. LEGAL	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	
UTIL RETENIDA	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	
DIVIDENDOS	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	

**TABLA N° 5.7  
FLUJO DE CAJA PROYECTADO**

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30		
<b>INVERSIONES</b>																																	
CAP.FIJO PROP	19.92																																-1
INCREM. C.T.	0	2.79	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-2.79	
TOTAL INV.	19.9	2.79	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-3.79	
UTILIDAD NETA	0	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39	6.39		
DEPRECIACION	0	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63	0.63		
FNF	-19.9	4.23	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	10.8		
APORTES	43.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
DIVIDENDOS	0	0	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69	5.69		
SALDO CAJA	23.3	4.23	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	5.13		
CAJA RESIDUAL	23.3	27.5	28.8	30.2	31.5	32.8	34.2	35.5	36.8	38.2	39.5	40.8	42.2	43.5	44.8	46.2	47.5	48.8	50.2	51.5	52.8	54.2	55.5	56.8	58.2	59.5	60.8	62.2	63.5	64.8	70		

**CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO (VPN) CON UNA TASA DE DESCUENTO DEL 15%**

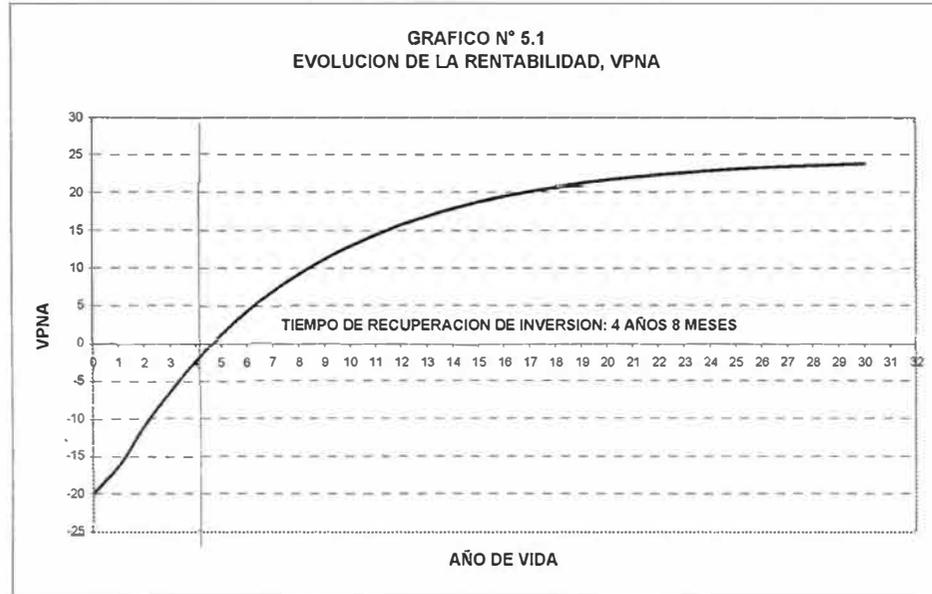
TASA DE DES.(%): 15  
VPN = 23.8

**CALCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO**

TIR= 32%

**TABLA N° 5.8  
VALOR PRESENTE NETO ACUMULADO (VPNA)**

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
VPNA =	-19.9	-16.2	-10.9	-6.32	-2.31	1.18	4.21	6.85	9.15	11.1	12.9	14.4	15.7	16.8	17.8	18.7	19.4	20.1	20.7	21.2	21.6	22	22.3	22.6	22.8	23	23.2	23.4	23.5	23.6	23.8



**TABLA N° 5.9**  
**SENSIBILIDAD DE LA INVERSIÓN**

β DE LA INVERS	FLUJO NETO DE FONDOS (MMUS\$ DE 0)																														RENTABILIDAD		
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	VPN(15%)	TIR(%)
0.9	-17.9	4.21	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	10.8	25.70	35%
0.95	-18.9	4.22	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	7.01	10.8	24.70	33%
1	-19.9	4.23	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	7.02	10.8	23.80	32%
1.05	-20.9	4.24	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	7.03	10.8	22.90	30%
1.1	-21.9	4.25	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	7.04	10.8	21.90	29%
1.15	-22.9	4.26	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	7.05	10.8	21.00	28%
1.2	-23.9	4.27	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	7.06	10.9	20.10	27%
1.25	-24.9	4.28	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	7.07	10.9	19.10	26%

**TABLA N° 5.10**  
**RELACION BENEFICIO / COSTO**

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
INGRESOS	0	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9
VPBA	0	16.4	30.7	43.1	53.9	63.3	71.4	78.5	84.7	90.1	94.7	98.8	102	105	108	110	112	114	116	117	118	119	120	121	121	122	123	123	123	124	124

VPB = 123.9

B/C = VPB/(VPB-VPN)

B/C = 1.238

## 5.4 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA EVALUACION ECONOMICA

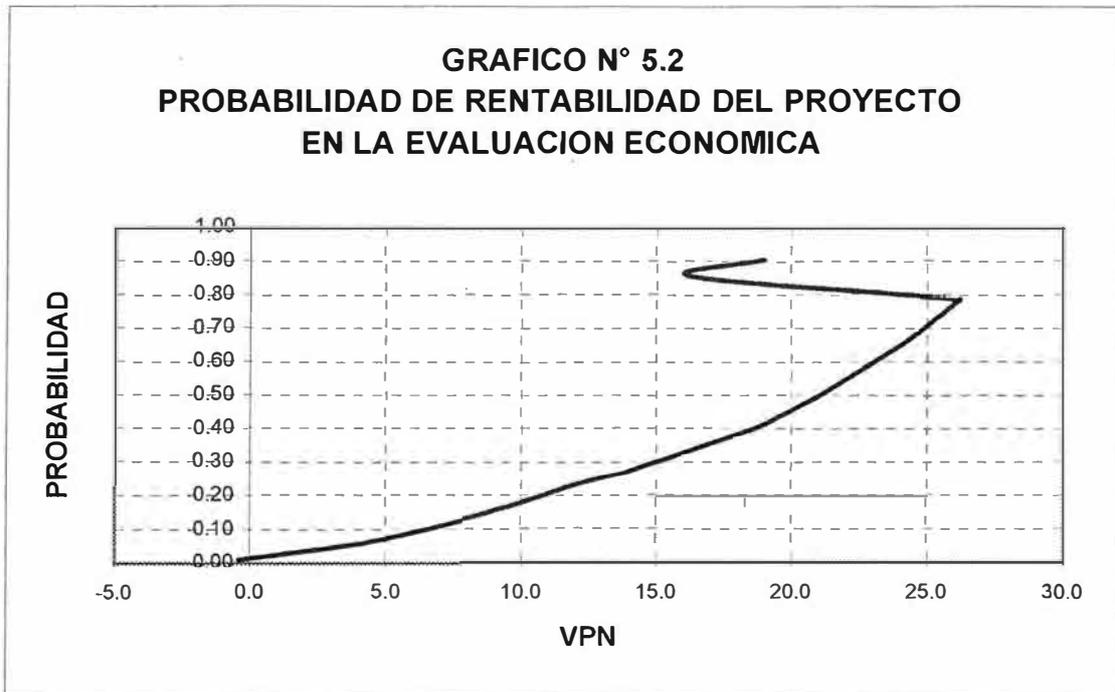
**TABLA N° 5.11  
VARIABLES**

VARIABLES	VALOR MIN	VALOR MAX
	$\beta_{min}$	$\beta_{max}$
INVERSIÓN	0.9	1.25
COSTOS VAR.	0.95	1.15
VENTAS	0.8	1.05
PRECIO PROD	0.75	1.05

**TABLA N° 5.12  
CALCULO DEL VPN A DIFERENTES PROBABILIDADES**

P	$\beta$				RENTABILIDAD ECON (VPN)
	INV	CV	VEN	PRE	
0.90	1.14	1.09	0.97	0.96	18.96
0.50	1.00	1.01	0.96	0.94	21.01
0.06	0.94	0.97	0.85	0.82	3.96
0.43	0.99	1.00	0.95	0.93	19.36
0.27	1.00	0.98	0.92	0.89	13.98
0.07	0.95	0.98	0.86	0.82	4.62
0.15	0.97	0.99	0.89	0.86	8.82
0.77	1.08	1.05	1.00	0.99	26.00
0.79	1.09	1.06	1.00	0.99	26.17
0.14	0.97	0.99	0.88	0.85	8.46
0.27	1.00	0.98	0.92	0.89	13.85
0.24	0.99	1.00	0.91	0.88	12.18
0.17	0.98	0.99	0.89	0.86	9.82
0.40	0.98	1.00	0.94	0.92	18.61
0.63	1.04	1.03	0.98	0.97	23.70
0.68	1.05	1.04	0.98	0.98	24.50
0.28	1.00	0.98	0.92	0.89	14.04
0.48	1.00	1.01	0.96	0.94	20.64
0.09	0.96	0.98	0.87	0.83	5.84
0.85	1.12	1.07	0.95	0.94	16.26
0.06	0.95	0.98	0.86	0.82	4.43
0.01	0.92	0.96	0.82	0.78	-0.43

De la Tabla N° 5.12 se tiene el siguiente gráfico:



La probabilidad de que sea rentable el proyecto es de 98%, de acuerdo a la Evaluación Económica.

## 5.5 EVALUACIÓN FINANCIERA

**TABLA N° 5.13**  
**PROGRAMA DE PRODUCCIÓN Y REQUERIMIENTOS (en MTM/año)**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
<b>PRODUCCIÓN</b>																														
NITRATO	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3	36.3
AC.NITRICO (53%)	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9
AMONIACO	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3
N <sub>2</sub> (*)	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7
H <sub>2</sub> (*)	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1
<b>REQUERIDO</b>																														
AC.NITRICO (53%)	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9	53.9
AMONIACO	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3
N <sub>2</sub> (*)	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7
H <sub>2</sub> (*)	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1	38.1
GN(**)																														

(\*) NMMm<sup>3</sup>/año

(\*\*) Es de 3,390 MMBTU/día

**TABLA N° 5.14**  
**VALOR DE VENTAS**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
VENTAS TM/D	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220
PRECIO US\$/TM	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260
MU\$S/D	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2	57.2
MMU\$S/año	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9

**TABLA N° 5.15  
COSTO DE PRODUCCIÓN DE HIDROGÉNO**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
<b>MAT. PRIMA</b>																														
1000MMBTU/D	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39
US\$/MMBTU	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1	4.1
MUS\$/D	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9
MMUS\$/año	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59	4.59
<b>E. electrica Kw-H</b>																														
COST US\$/KwH	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
US\$/D	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625	625
MUS\$/año	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206	206
<b>AGUA ENF.m3/H</b>																														
US\$M3	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
US\$/D	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252
MUS\$/año	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2	83.2
<b>AGUA DEM.m3/H</b>																														
US\$M3	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58
US\$/D	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455	455
MUS\$/año	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150
OPER MUS\$/año	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6
MANT. MUS\$/año	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
CAT. MUS\$/año	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
<b>TOTAL MMUS\$/año</b>	<b>5.28</b>																													

**TABLA N° 5.16  
COSTO DE PRODUCCIÓN DE NITRATO DE AMONIO**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
NITRATO MMUS\$/año	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97

**TABLA N° 5.17  
CAPITAL DE TRABAJO**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>																														
INV.M.P.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INV.P.T.	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220
TM DO	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220	220
TM DC	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199	199
MTM/año	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	7.7	
US\$/TM	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260	260
MMUS\$/año	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
CTAS. Por cobrar 15días																														
MMUS\$/año	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
<b>PASIVO CIRCULANTE</b>																														
CTAS. Por pagar 20 días																														
MMUS\$/año	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21
<b>CAPITAL DE TRABAJO</b>																														
MMUS\$/año	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	2.79	0
<b>INCREMENTO</b>																														
MMUS\$/año	2.79	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-2.79

**TABLA N° 5.18  
CUADRO DE SERVICIO DE LA DEUDA**

ANO	0	1	2	3	4	5
<b>Moneda corriente</b>						
Deuda	9.96	7.97	5.98	3.98	1.99	0
Amortización		1.99	1.99	1.99	1.99	1.99
Intereses(10%)		1	0.8	0.6	0.4	0.2
Pagos		2.99	2.79	2.59	2.39	2.19
<b>Moneda constante del año cero</b>						
Amortización		1.92	1.84	1.77	1.7	1.64
Intereses		0.96	0.74	0.53	0.34	0.16
Pagos		2.87	2.58	2.3	2.04	1.8
Am.corr.-Am. Cte		0.11	0.21	0.29	0.35	0.39

Inflación: 4%

**TABLA N° 5.19**  
**ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS (MMUS\$/año)**

ANO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
INGRESOS	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	
EGRESOS	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	8.97	
UT. BRUTA	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	
G.ADMIN(1%)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	
G. VENT(0.5% V)	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	
UT.OPERACION	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	9.76	
G.FINANCIEROS	0.96	0.74	0.53	0.34	0.16																									
DEPRECIACION	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	
RENTA NETA	7.87	8.09	8.29	8.48	8.66	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	8.82	
IMP. RENT (30%)	2.36	2.43	2.49	2.55	2.6	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	2.65	
UTIL NETA	5.51	5.66	5.8	5.94	6.06	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	
RESERV LEGAL	0.55	0.57	0.58	0.59	0.61	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	
UTIL RETENIDA	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	
DIVIDENDOS	4.9	5.04	5.17	5.29	5.4	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	

**TABLA N° 5.20**  
**FLUJO DE CAJA PROYECTADO**

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
INVERSIONES																															
CAP.FIJO PROP	9.96																														
AMORT.DEUDA	0	1.92	1.84	1.77	1.7	1.64																									
INCREM. C.T.	0	2.79	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-2.79	
TOTAL INV.	9.96	4.71	1.84	1.77	1.7	1.64	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-3.79	
UTILIDAD NETA	0	5.51	5.66	5.8	5.94	6.06	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	6.18	
DEPRECIACION	0	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	0.93	
PNF	-9.96	1.73	4.75	4.97	5.17	5.36	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	10.9	
APORTES	21.6	1.53	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
DIVIDENDOS	0	0	4.9	5.04	5.17	5.29	5.4	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	
SALDO CAJA	11.6	3.26	-0.15	-0.07	0	0.07	1.71	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	5.41	
CAJA RESIDUAL	11.6	14.9	14.8	14.7	14.7	14.8	16.5	18.1	19.7	21.3	22.9	24.5	26.1	27.8	29.4	31	32.6	34.2	35.8	37.4	39.1	40.7	42.3	43.9	45.5	47.1	48.7	50.3	52	53.6	59

## CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO (VPN) CON UNA TASA DE DESCUENTO DEL 15%

TASA DE DES.(%) 15

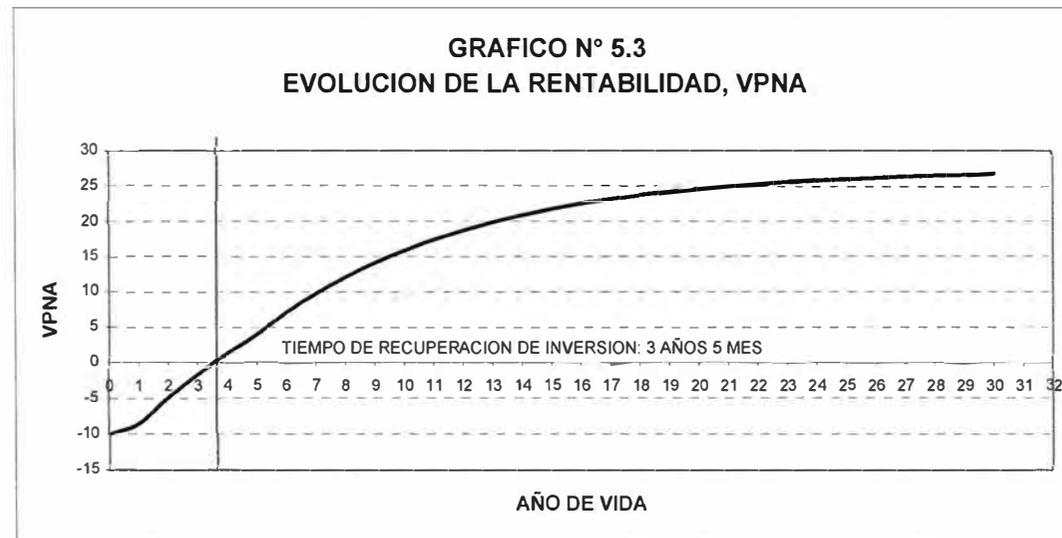
VPN = 26.9

## CALCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO

TIR = 44%

**TABLA N° 5.21**  
**VALOR PRESENTE NETO ACUMULADO (VPNA)**

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
VPNA =	-9.96	-8.46	-4.86	-1.6	1.36	4.02	7.1	9.77	12.1	14.1	15.9	17.4	18.7	19.9	20.9	21.8	22.5	23.2	23.8	24.3	24.7	25.1	25.4	25.7	25.9	26.2	26.3	26.5	26.6	26.8	26.9



**TABLA N° 5.22**  
**RELACION BENEFICIO / COSTO**

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
INGRESOS	0	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9	18.9
VPBA	0	16.4	30.7	43.1	53.9	63.3	71.4	78.5	84.7	90.1	94.7	98.8	102	105	108	110	112	114	116	117	118	119	120	121	121	122	123	123	124	124	

VPB = 124

$B/C = VPB / (VPB - VPN)$

B/C = 1.28

## 5.6 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA EVALUACION FINANCIERA

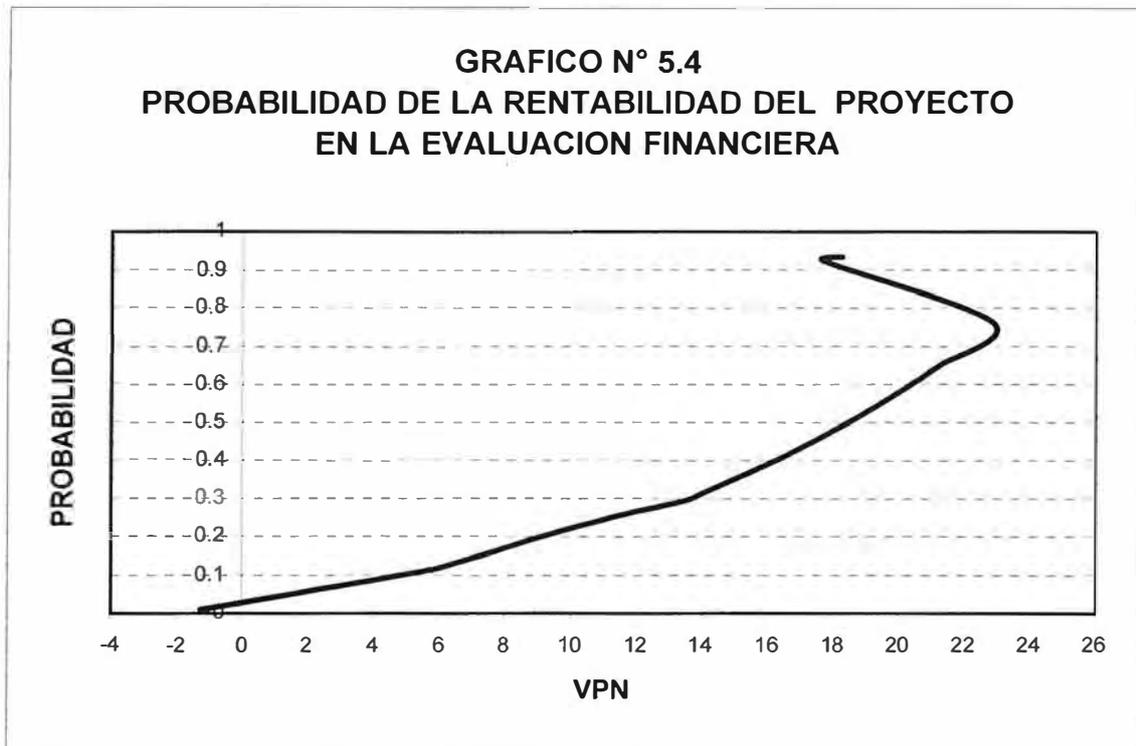
**TABLA N° 5.23**  
**VARIABLES**

VARIABLES	VALOR MIN	VALOR MAX
	$\beta_{\min}$	$\beta_{\max}$
INVERSIÓN	0.9	1.25
COSTOS VAR.	0.95	1.15
VENTAS	0.8	1.05
PRECIO PROD	0.75	1.05

**TABLA N° 5.24**

CALCULO DEL VPN A DIFERENTES PROBABILIDADES					
P	$\beta$				RENTABILIDAD FINAN (VPN)
	INV	CV	VEN	PRE	
0.64	1.04	1.03	0.98	0.97	21.08
0.76	1.08	1.05	1.00	0.99	22.88
0.40	0.98	1.00	0.94	0.92	16.27
0.14	0.97	0.99	0.88	0.85	6.60
0.60	1.03	1.02	0.97	0.96	20.45
0.57	1.02	1.02	0.97	0.96	19.79
0.93	1.16	1.10	0.99	0.97	18.26
0.92	1.15	1.10	0.98	0.97	17.67
0.62	1.03	1.03	0.98	0.97	20.73
0.32	0.96	0.98	0.93	0.90	14.05
0.43	0.99	1.00	0.95	0.93	16.89
0.44	0.99	1.00	0.95	0.93	17.25
0.20	0.98	0.99	0.90	0.87	9.14
0.11	0.96	0.98	0.87	0.84	5.57
0.65	1.04	1.03	0.98	0.97	21.25
0.61	1.03	1.03	0.97	0.96	20.57
0.26	0.99	0.98	0.91	0.89	11.49
0.30	0.96	0.98	0.92	0.90	13.48
0.16	0.97	0.99	0.89	0.86	7.61
0.52	1.01	1.01	0.96	0.95	18.83
0.59	1.03	1.02	0.97	0.96	20.28
0.01	0.92	0.96	0.82	0.78	-1.27

De la Tabla N° 5.24 se tiene el siguiente gráfico:



La probabilidad de que sea rentable el proyecto es de 97%, de acuerdo a la Evaluación Financiera.

# **CAPITULO VI**

## **OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES**

## VI. OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES

### 6.1 OBSERVACIONES

- a) Para la evaluación económica se tomó en cuenta una inversión de 19.92 millones de dólares; debido a que el costo en modificar y aumentar la capacidad es de 8.90 millones de dólares, valor que fue estimado en el presente año; a esto se le sumó la inversión en la planta de H<sub>2</sub> a partir de gas natural que es de 13.02 millones de dólares; también se consideró un valor de recupero por la venta de los electrolitadores de 2 millones de dólares. Por lo tanto la inversión final es de 19.92 millones de dólares.
- b) Para la evaluación financiera se tomó como financiamiento la mitad de la inversión total.
- c) El motivo del aumento propuesto de la capacidad, es debido a que la demanda de nitrato del mercado interno es de 340TMD, siendo en la actualidad, Cachimayo la única planta que está produciendo con una capacidad promedio diario de 90 TMD.
- d) La creciente demanda urbana de la electricidad hace infactible el aumento de la producción de hidrógeno vía la electrólisis del agua.
- e) El mayor rendimiento en la producción de H<sub>2</sub> en el proceso de reformado al vapor, es con una presión final de 20 Kg/cm<sup>2</sup> y no con 30 Kg/cm<sup>2</sup>. Es por ello que técnicamente es preferible trabajar con 20 Kg/cm<sup>2</sup> de presión final y adicionar un compresor Booster para incrementar a la presión requerida de 30 Kg/cm<sup>2</sup>.
- f) Para la evaluación económica, se tomó en cuenta la inversión total de la ampliación de la fábrica y no solo de la planta de H<sub>2</sub>, de esta manera se toma como ingresos las ventas por 220 TMD de año.
- g) La ampliación de la fabrica no solo contempla la modificación de algunos equipos, sino también adquirir otras plantas con características similares a las actuales.
- h) No fue necesario hacer una evaluación de una planta de H<sub>2</sub> de 5000Nm<sup>3</sup>/h (requerido en la actualidad); porque en las condiciones actuales solo se estima trabajar 5 años. La planta requiere de todas maneras modificaciones que se estiman como parte del proceso de duplicar la producción.
- i) Para el cálculo de la inversión del gaseoducto, se consideró costos reales de material y mano de obra.

### 6.2 CONCLUSIONES

- a) El periodo de recupero de la inversión en la evaluación económica es de 4 años y 8 meses, para un periodo de vida de la planta de 30 años, lo cual hace factible la inversión, con capital propio en su totalidad. Además tenemos que la probabilidad de factibilidad de una buena inversión es de 98%, lo cual es bastante alentador.

- b) Pero si efectuamos un préstamo del 50% de la inversión total el periodo de recuperación será de 3 años y 5 meses, lo cual nos da una probabilidad de factibilidad de 97%, lo que confirma que el presente proyecto es factible.
- c) Se seleccionó el diseño de Haldor Topsoe, porque es el más económico y consume una menor cantidad de materia prima, lo que hace disminuir el costo de producción y contribuye a optimizar el uso de insumos.
- d) El diseño de Haldor, es además adecuado para la cantidad de producción de Hidrógeno que se necesita, lo que permite un mayor rendimiento.
- e) Trabajar a una mayor capacidad en la Planta de Nitrato requiere una mayor cantidad de vapor, lo que puede ser cubierto con la producción excesiva pero controlada del diseño de Haldor Topsoe.
- f) El reactor del tipo convección tiene un mayor rendimiento que los otros diseños, produciendo efluentes con temperaturas de 600°C aproximadamente, a comparación de los otros diseños que lo hacen con 900°C.
- g) El sistema convencional produce la mezcla de Hidrógeno – Nitrógeno, necesaria para la planta de Amoníaco; pero representa una mayor inversión en equipos y operación; mientras que la inversión en una planta de Hidrógeno con Sistema PSA y re - pontenciar la Planta de Nitrógeno, es menor.
- h) El sistema avanzado de reformado al vapor no requiere altas conversiones de Metano a Hidrógeno, porque el sistema de purificación PSA, se encarga de eliminar las impurezas para ser re - utilizadas en el Horno del reformador primario, con esto se elimina el reformador secundario y el convertidor de baja temperatura.
- i) El sistema PSA de purificación de Hidrógeno no presenta efectos contaminantes, por el uso de solventes para absorber el CO<sub>2</sub>, dando los requerimientos de pureza necesarios.
- j) Los gases evacuados como purga (incluye Hidrógeno no recuperado) del sistema PSA, son utilizados para dar calor al reformador primario.
- k) El reformado al vapor es el proceso más adecuado por factores económicos, técnicos, ambientales, capacidad y seguridad.
- l) La planta actualmente requiere una producción de 4100 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub>(g); viendo las condiciones actuales de la fábrica y según la estimación de operación de los propietarios, la planta tendría una vida de 5 a 10 años operando, por lo que no sería recomendable comprar una planta nueva a partir de gas para esta capacidad (4100 Nm<sup>3</sup>/h), ya que al cabo de este periodo se tendría que vender la planta y el tiempo de recuperación de la inversión sería casi del periodo de operación, debido a que el costo de la planta de 4100 Nm<sup>3</sup>/h no difiere mucho de una de 10000 Nm<sup>3</sup>/h.
- m) Se optó por una planta del doble de capacidad, debido a que las dimensiones de la planta de anfo son el doble de lo que se produce actualmente y además existe un estudio para duplicar la producción en el resto de plantas; pero la producción de H<sub>2</sub> sería con electrolitores. Es por esta razón que se opta por la producción de H<sub>2</sub> vía reformado al vapor a partir de gas natural, con una capacidad de 10000 Nm<sup>3</sup>/h.

- n) Este cambio de proceso de producción de H<sub>2</sub>, implica la venta de los electrolitores que actualmente existe, obteniéndose una recuperación de capital de US\$ 2 millones de dólares, si fuesen vendidos a las plantas procesadoras de aceite vegetal en Bolivia, donde los dueños tienen capital invertido y piensan desarrollar un proyecto de hidrogenación de aceites y grasas, así como abastecer a la zona de oxígeno medicinal.
- o) El duplicar la producción de H<sub>2</sub> vía electrólisis es muy difícil debido a las restricciones de energía que actualmente existen en la zona, para este proyecto se necesita 45 MWH, lo cual no es posible ya que actualmente solo se tiene 24 MWH y en horas punta sólo 9 MWH.
- p) El construir un gaseoducto desde Quillabamba hasta el Cuzco es rentable, debido a que el consumo de la planta es de 3900 MMBTU/d, a esto podemos estimar un consumo mínimo de 5000 MMBTU/d, proveniente de consumo doméstico y otras industrias, cómo CERVESUR. Con estos consumos podemos ver que los ingresos en un año podrían cubrir la inversión de 10 MMUS\$.
- q) Los gases de combustión emitidos por el reformador de convección tienen una completa transformación a dióxido de carbono; no presentando otros contaminantes que alteren la ecología de la zona, estos efluentes se encuentran dentro de los parámetros permitidos por la legislación actual; como se vio en el Item 3.9 (Estudio de Impacto Ambiental).

# **ANEXO I**

## **LAYUOT DEL COMPLEJO YURA DIVISIÓN - CACHIMAYO**

## ANEXO I

### 1. RESEÑA HISTORICA

La Fábrica de Fertilizantes y Anfo, inició su producción en 1965 con el Nitrato de Amonio y Cal de un contenido de 26% de nitrógeno, y para el desarrollo agrícola del sur de país, debido a la necesidad de fertilizantes y al exceso de energía existente en la época; con una capacidad instalada de 110 TM/día.

En 1966 mejoró su calidad con la producción de Nitrato de Amonio Agrícola con un contenido del 33% de ley en nitrógeno y en el año 1970 inicia la producción de Nitrato de Amonio Técnico, materia prima para el sector industrial, además del fertilizante.

En 1983 se implementa la planta de Nitrato de Amonio grado Anfo de 34.5% de contenido de nitrógeno, de calidad internacional para uso minero.

Por D.L. N°19986 del 13 de abril de 1973 la fábrica Cachimayo se constituye en empresa pública dependiente de INDU-PERU, con la denominación de Industrial Cachimayo SA INCASA. Por DS N° 032-81-ITI/IND del 11 de diciembre de 1981 es designada como empresa estatal de derecho privado del sector industrias y turismo, sujeta a la ley de sociedades mercantiles. El 28 de julio de 1984 mediante RS N°126-84 ITI/IND es declarada como industria básica y estratégica de primera prioridad.

Por Decreto "Ley de Descentralización" se transfiere el 100% de sus activos al gobierno regional Inca a partir del 23 de junio de 1991. Luego ingresa a los alcances del DL 674 RS 218-94 PCM y al DL 25604 de transferencia de las empresas del Estado al Sector Privado a partir de septiembre de 1994, concluyendo el proceso de privatización con la licitación pública e internacional por la modalidad de activos totales e inventarios del día 22 de octubre de 1996, habiendo sido transferida a YURA SA el 22 de noviembre de 1996.

Desde febrero de 1998 hasta Octubre del 2001 la fábrica se encontraba parada por una inundación en la central de Machupicchu, debido al fenómeno del niño.

El esquema de la distribución de plantas del complejo se detallan en la Figura N° 1.

En el Apéndice I se muestra el balance de producción e insumos mensual en este arranque.

## 2. LAYOUT DE LA PLANTA

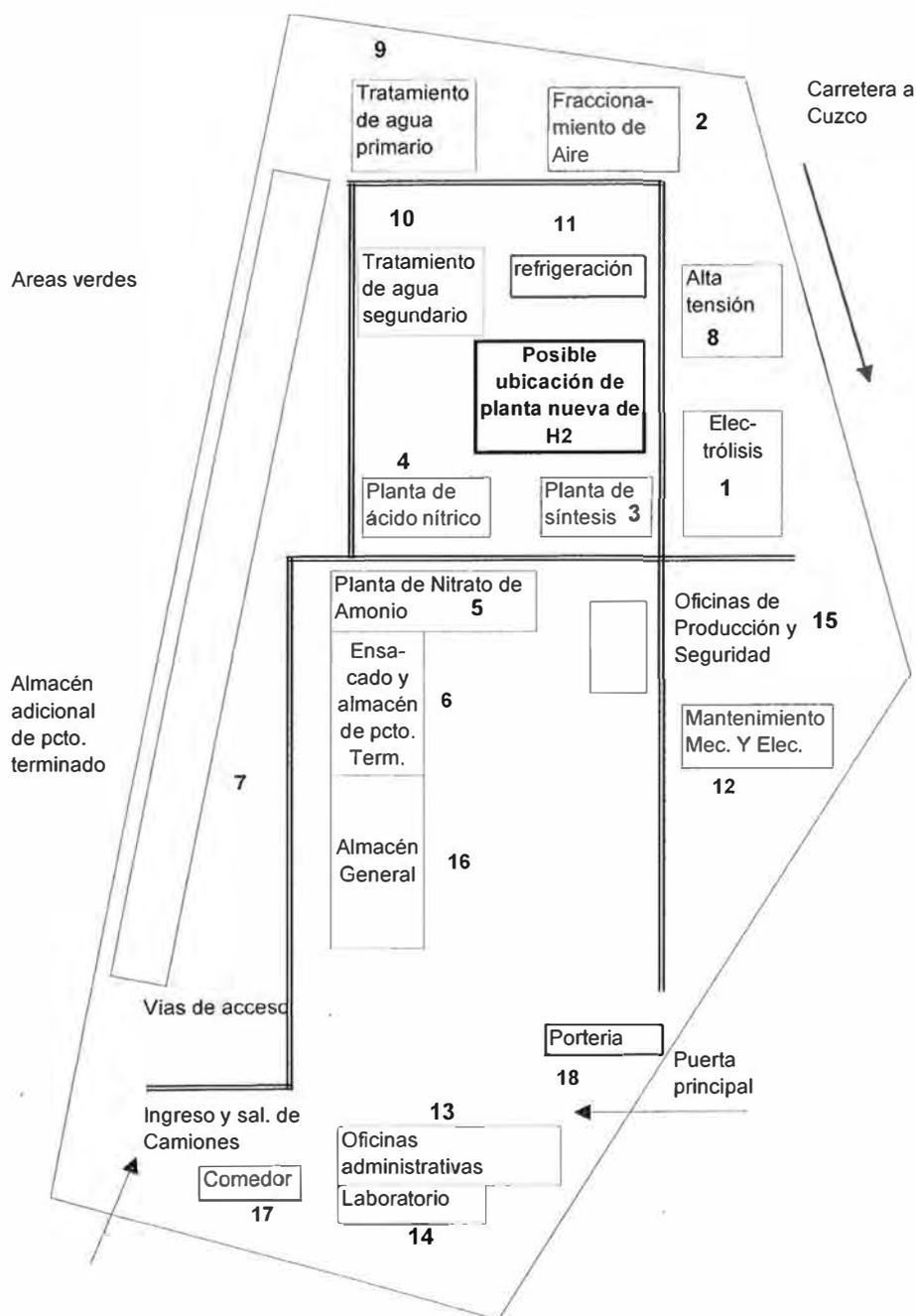
Los detalles de las instalaciones del Complejo Yura División - Cachimayo se aprecian en la Figura N° 1. Donde:

**TABLA N° 1  
LEYENDA DE LA FIGURA N°1**

<b>ITEM</b>	<b>DESCRIPCION</b>
1	Instalación de electrólisis
2	Instalación de fraccionamiento de aire
3	Síntesis de amoníaco
4	Planta de ácido nítrico y almacén de ácido
5	Planta de nitrato y torre prilling
6	Ensacado y almacenamiento de producto terminado
7	Almacén adicional de producto terminado
8	Estación principal de 138/6.6/0.44 KV
9	Tratamiento de agua primario
10	Tratamiento de agua secundario
11	Torre de refrigeración
12	Mtto. Mecánico y eléctrico
13	Edificio de administración
14	Laboratorio
15	Oficina de producción y seguridad
16	Almacén general
17	Comedor
18	Portería

FIGURA N° 1

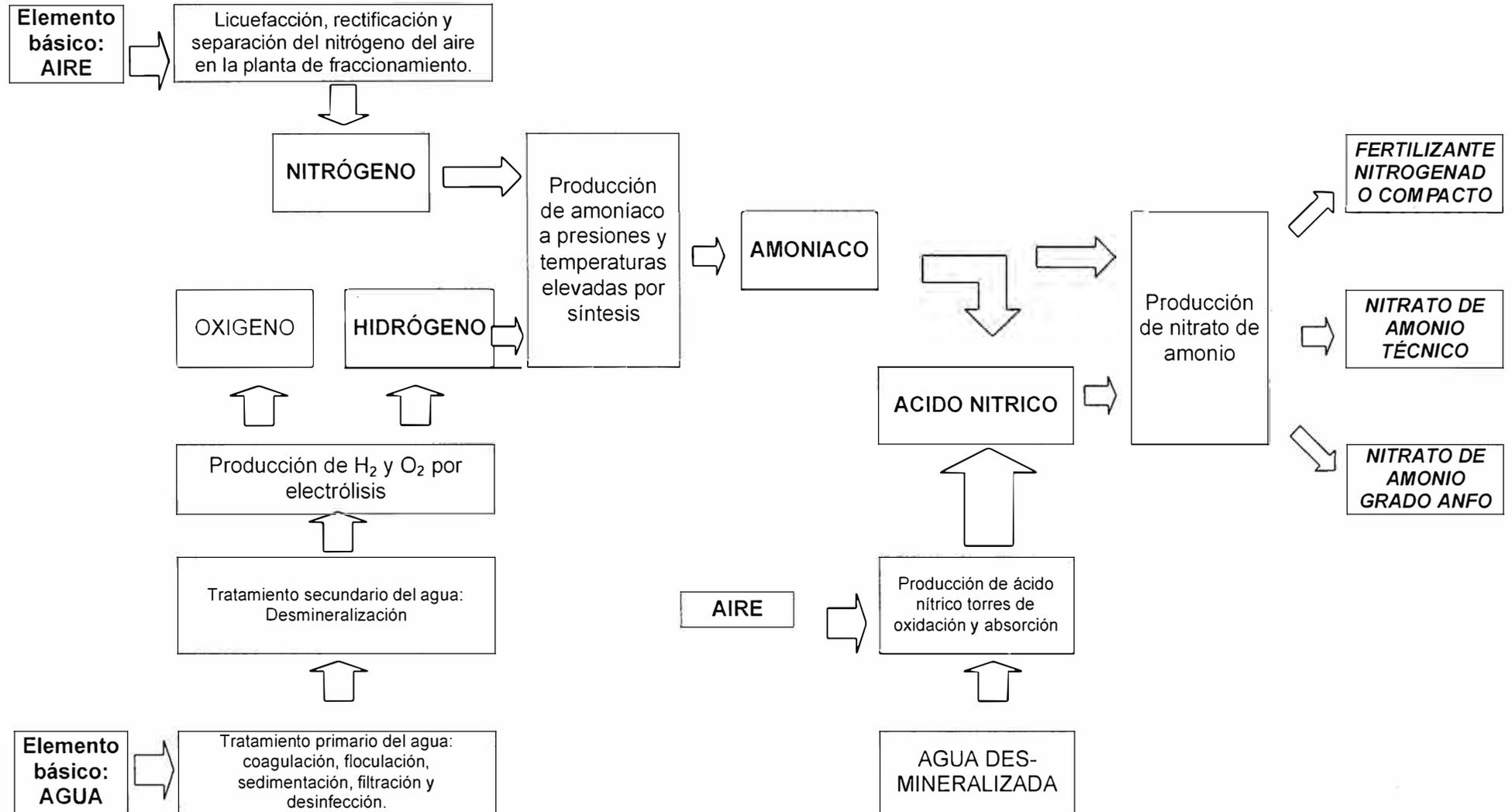
ESQUEMA DE DISTRIBUCION DEL COMPLEJO YURA DIVISION - CACHIMAYO



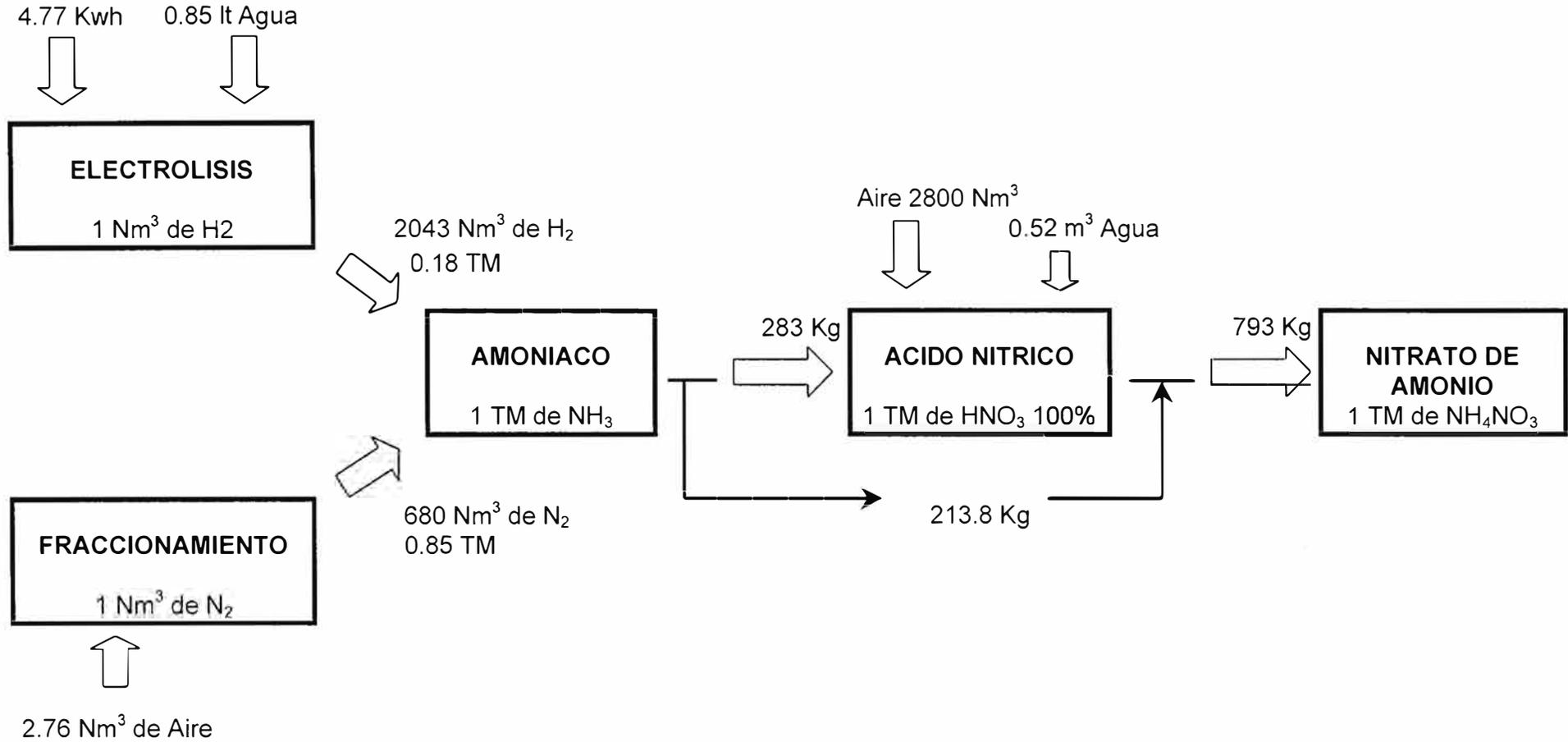
# **ANEXO II**

## **PROCESOS ACTUALES DE LAS PLANTAS: DESCRIPCION**

# 1. ESQUEMA GENERAL DEL PROCESO PRODUCTIVO DEL NITRATO DE AMONIO EN CACHIMAYO



### 1.1 MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCION DE 1 UNIDAD



## 2. PLANTA DE AGUA

El agua procede de la laguna de Piuray. El tratamiento de aguas se ha dividido en tratamiento primario y secundario. En la figura N°1 se aprecia el diagrama de flujo de la planta de Agua.

### PLANTA DE TRATAMIENTO PRIMARIO

En la planta de tratamiento primario las materias sólidas que contiene el agua son separadas en el desarenador para ser sometidas a un proceso de ablandamiento (bajar la dureza con lechada de cal) y floculación de la materia orgánica en el conglomerador (con cloruro férrico).

En los filtros de cuarzo se retienen las impurezas, el agua filtrada se almacena en un pozo de donde es bombeada el agua de servicios y el de refrigeración a las torres de enfriamiento, previamente al volumen de agua destinado a refrigeración se le adiciona polifosfato de Sodio para evitar la formación de incrustaciones en las tuberías.

**TABLA N° 1 A  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

Especificaciones	Unidad	Diseño	Actual
Capacidad de tratamiento	m <sup>3</sup> /hr	125	100
Condiciones del agua cruda:			
Dureza total	ppm	300	840
Dureza permanente	ppm	175	698
Dureza temporal	ppm	125	142
PH			7.5
Alcalinidad total	ppm		284
Condiciones del agua tratada			
Turbidez (CaCO <sub>3</sub> )	ppm	<10	2.5
Dureza total	ppm		717
Dureza permanente	ppm		695
Dureza temporal	ppm	54	22
PH			9.5
Alcalinidad total	ppm		40
Dosificación de cloruro férrico	gr/m <sup>3</sup>	20	4
Dosificación de la lechada de cal Preparación: 80gr de óxido de calcio /m <sup>3</sup> de agua cruda	M <sup>3</sup> /hr	5	5
Dosificación de polifosfato	Lt/hr	30	4 gr/m <sup>3</sup>
Volumen destinado a torres de enfriamiento	M <sup>3</sup> /hr	65	
Volumen destinado a consumo humano	M <sup>3</sup> /hr	10	
Volumen destinado a tratamiento secundario	M <sup>3</sup> /hr	15	

**TABLA N° 1 B  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Planta de enfriamiento de agua			
Zona normal			
Agua fría			
Capacidad	M <sup>3</sup> /hr	800	700
Temperatura	°C	20	16.10
Agua caliente			
Temperatura	°C	30	17.60
Zona ácida			
Agua caliente			
Capacidad	m <sup>3</sup> /hr	800	750
Temperatura	°C	30	21.40
Agua fría			
Temperatura	°C	20	14.80

### PLANTA DE TRATAMIENTO SECUNDARIO

Una parte del agua de servicio se envía a la planta de tratamiento secundario para su desalinización con resinas fenólicas en los intercambiadores aniónico y catiónico (la otra parte va a uso doméstico). A la salida de estos intercambiadores el agua se divide en tres rutas: una parte del volumen de agua pasa por intercambiadores de lecho mixto, el agua tratada se usa como agua de proceso en la planta de electrólisis; otra parte del volumen va a un degasificador para agua de calderas, y finalmente otro volumen de agua va al proceso de absorción para la producción de ácido nítrico.

**TABLA N° 2 A  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Capacidad de tratamiento	M <sup>3</sup> /hr	15	
Cationes	Eqval	1,375.00	1,374.00
Aniones	Eqval	1,050.00	930.00
Calidad del agua cruda:			
Cationes: Lewattit S-100			
Ph			4.25
Dureza total	Ppm		0.90
Cloruros	Ppm	0.50	26.10
CO <sub>2</sub>	Ppm	25.00	-
Aniones: Lewattit M-600			
Dureza total	Ppm	-	7.5
Cloruros	Ppm	<0.5	1.90
Conductividad	uS/cm	<20	2.00

**TABLA N° 2 B**  
**PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

Especificaciones	Unidad	Diseño	Actual
Lecho mixto: Lewattit S-100 MB, M-600 MB			
Capacidad	M <sup>3</sup> /hr	5.50	5.00
Cationes y aniones	Eqval	195.00	1,200.00
Calidad de agua			
Conductividad	US/cm	<1.0	0.40
Ph			6.50
Dureza total máxima	ppm		0.10
Cloruros máximos	ppm		1.20
Sílice	ppm		0.20
Degasificador para calderas			
Capacidad	M <sup>3</sup> /hr	7.00	6.00
Oxígeno residual	ppm	<0.03	0.01
Anhídrido carbónico residual	ppm	0.00	0.00
Caldera			
Capacidad de producción de vapor	Kilos/hr	3000	
Presión de vapor	atm	9	

### 3. PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE

El aire atmosférico es comprimido a una presión de 6 Kg/cm<sup>2</sup>, y enviado a un intercambiador de calor que consta de dos partes: en la primera el aire se enfría hasta -100°C y en la segunda parte es enfriado a -180°C con oxígeno impuro y nitrógeno gaseoso.

El aire frío es fraccionado en la columna de alta presión (5.2 Kg/cm<sup>2</sup>), el nitrógeno desprendido se dirige hacia la parte superior de la columna. El nitrógeno gaseoso pasa a la columna de baja presión por el interior de los tubos de un intercambiador, donde es licuado y retorna a la columna de alta presión para purificar al nitrógeno producido en dicha columna. En esta parte el nitrógeno líquido es separado para su almacenamiento y el nitrógeno gaseoso va a un intercambiador para enfriar el aire entrante antes de ser comprimido hasta 30 Kg/cm<sup>2</sup> y enviado a la planta de amoniaco.

En la columna de alta presión el oxígeno impuro líquido sale por el fondo y pasa por un licuefactor disminuyendo su temperatura. Luego va a un absorbedor de hidrocarburos y es expandido a 2.2 Kg/cm<sup>2</sup> para enfriarse a -192°C, y licuar al nitrógeno en la columna de baja presión. Luego este oxígeno impuro enfría al oxígeno de la columna de alta presión en el licuefactor y al aire en la segunda parte del intercambiador, antes de enfriar al aire en la primera parte del intercambiador el oxígeno es expandido en una turbina a 1.1Kg/cm<sup>2</sup>. A la salida del intercambiador el oxígeno impuro va al ambiente.

El diagrama de flujo se aprecia en el gráfico N° 2.

**TABLA N° 3  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Especificaciones	Unidad	Diseño	Actual
Capacidad de producción	M <sup>3</sup> /hr	2500	2000
Presión de gas N <sub>2</sub>	Kg/cm <sup>2</sup>	30	28
Nitrógeno líquido	Nm <sup>3</sup> /hr	40	50
Pureza del gas	%	100.00	99.99
Impurezas máximas	ppm	10.00	1.00

#### 4. PLANTA DE SINTESIS DE AMONIACO

Los gases nitrógeno y hidrógeno a una presión de 30 kg/cm<sup>2</sup> son mezclados en proporción de 1:3 y luego sometidos a alta compresión de 260 kg/cm<sup>2</sup> y enviados al separador de amoníaco del circuito de síntesis.

El gas de síntesis es removido por la bomba de circulación, pasando por el filtro de aceite y se inyecta al convertidor, donde al calentarse a más de 400°C y en presencia de catalizador de Fe activado convertirá una parte del gas en amoníaco.

El amoníaco gas y los gases de circulación del convertidor a 130°C pasan a través de la caldera de recuperación de calor, luego es enfriado en el intercambiador de calor de alta presión, donde empezará a licuarse el amoníaco, pasando luego al separador de amoníaco, recibiendo gas fresco (síntesis) como reposición de gases convertidos. El amoníaco líquido previa expansión y separación de gases hidrógeno y nitrógeno disueltos son enviados a los 4 tanques de almacenamiento para ser distribuidos a la planta de ácido nítrico y planta de nitrato de amonio.

En la figura N° 3 se aprecia el diagrama de flujo de la planta de producción de amoníaco.

**TABLA N° 4 A  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

<b>especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Gas de Síntesis			
Volumen de descarga 110%	M <sup>3</sup> /hr	6320	(84.3%)
Presión de entrada	Kg/cm <sup>2</sup>	28.5	28.5
Presión de descarga	Kg/cm <sup>2</sup>	451	260
Temperatura de descarga	°C	30	60
Bomba de recirculación de gas de síntesis			
Reciclo	Nm <sup>3</sup> /h	32000	
Flujo de gas frío	Nm <sup>3</sup> /h	20000	
Presión de aspiración (seco) máxima	Bar	431	297.80
Presión de descarga	Bar	451	313.20

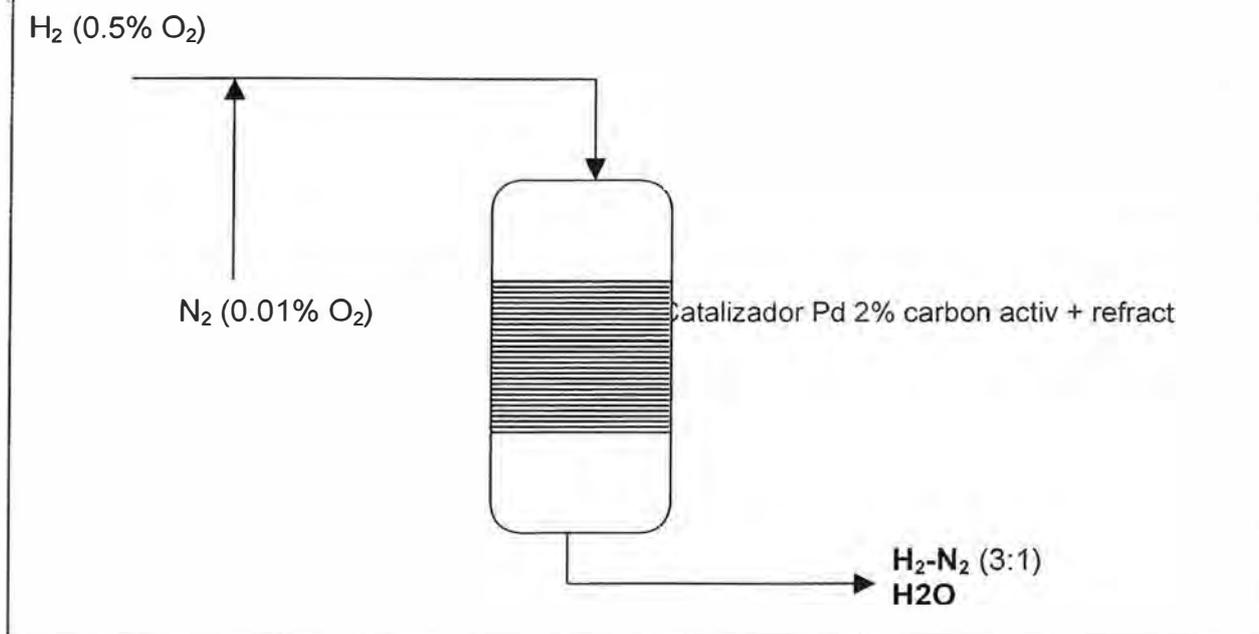
**TABLA N° 4 B  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Convertidor del gas de síntesis			
Presión de trabajo	Kg/cm <sup>2</sup>	450	260
Temperatura de conversión			
Salida lecho catalizador 1	°C	500	398
Salida lecho catalizador 2	°C	490	440
Salida lecho catalizador 3	°C	470	460
Salida lecho catalizador 4	°C	490	454
Catalizador			
Tipo de catalizador (4 lechos de Fe activado)	Ton	BASF S6-10	6 a 10 mm
Peso del catalizador	M <sup>3</sup>	3.6	
Volumen del catalizador	°C	1.382	
Temperatura de reducción	°C	380	
Temperatura de operación		380 - 530	
Capacidad de producción de amoníaco	Tn/hr	50	35
Presión de operación	Nm <sup>3</sup> /hr	325	260
Síntesis:			
Temperatura			
Escalón 1 entrada	°C	420	425
Escalón 1 salida	°C	500	470
Escalón 3 entrada	°C	440	500
Escalón 3 salida	°C	490	460
Síntesis	bar	30	28
Hidrógeno	%Vol	75	73
Nitrógeno	% Vol	25	27
Conversión de amoníaco	%	12	12
Entrada de amoníaco	%	6	4.82
Salida	%	18	16.85
Caldera de recuperación de calor			
Volumen de agua	M <sup>3</sup>	2.80	
Presión de trabajo máxima admisible	atm spr	4.5	4.5
Presión de prueba máxima admisible	atm spr	6.75	6.75
Presión de trabajo máxima admisible	atm spr	450	313
Presión de prueba máxima admisible	atm spr	6.75	6.75
Temperatura	°C	300	200

### SISTEMA DEOXO

Este equipo sirve para purificar el gas de síntesis entrante. Aquí se elimina el oxígeno del nitrógeno (0.01% O<sub>2</sub>) y del hidrógeno (0.5% O<sub>2</sub>)

**FIGURA N° 4  
SISTEMA DEOXO**



## 5. PLANTA DE ACIDO NITRICO

El amoníaco vaporizado se mezcla con aire filtrado en una proporción de 11% en volumen, luego es nuevamente filtrado y calentado para ser inyectado a la caldera Lamont donde a una temperatura de 800°C y con ayuda de catalizador de Platino-Rodio se transforma en gases nitrosos. Se aprovecha el calor de esta reacción para generar vapor a 15 kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura de 350°C, el vapor generado será consumido en la planta de nitrato.

Los gases nitrosos son comprimidos en el turbo compresor y enviados a la torre de oxidación y absorción previa refrigeración. En las torres de oxidación se convierten en gases nítricos, para reaccionar con el agua de proceso en las torres de absorción hasta llegar a 54% de concentración de ácido nítrico siendo controladas las temperaturas de absorción mediante enfriadores.

Para almacenar el ácido nítrico previamente se blanquea el ácido con aire secundario, el mismo que sirve para oxidación de los gases nitrosos, en una columna de desorción.

De los tanques de almacenamiento se bombea el ácido nítrico a la planta de nitrato de amonio.

En la figura N° 5 se aprecia el diagrama de flujo de la planta de ácido nítrico.

**TABLA N° 5  
PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

Especificaciones	Unidad	Diseño	Actual
Mezclador			
Volumen de amoniaco	%	11.5	11.5
Capacidad	Nm <sup>3</sup> /hr	12000	10050
Razón amoniaco – aire		1:77	1:75
Compresor			
Composición del gas a la salida			
Volumen de NO	%	78.6	
Volumen de O2	%	9.2	
Volumen de N2	%	9.2	
Volumen de agua	%	3.0	
Aspiración			
Gas NO	Nm <sup>3</sup> /hr	12304	
Aire secundario	Nm <sup>3</sup> /hr	4250	4100
Capacidad de producción de ácido nítrico	Tn/dia	170	140
Capacidad de producción de ácido nítrico	M <sup>3</sup> /dia	125	105
Densidad de ácido nítrico	Kg/lt	1.33	1.34
Concentración	%	53	53.54
Carga de amoniaco	Nm <sup>3</sup> /hr	1168	1150
Consumo de agua de proceso	M <sup>3</sup> /hr	2.20	1.56
Presión de la zona de combustión	Bar	0.61	0.60
Presión de la zona de absorción	Bar	1.80	1.80
Rendimiento	%	94.50	95
Flujo de aire primario	Nm <sup>3</sup> /hr	8980	8900
Flujo de aire secundario	Nm <sup>3</sup> /hr	3610	4000

## 6. PLANTA DE NITRATO DE AMONIO

### CALIDAD DEL PRODUCTO

Total de nitrógeno:	34.5%
Humedad:	0.25%
Granulometria	
sobre 3mm:	0%
sobre 2mm:	6%
sobre 1mm:	86%
bajo 0.5mm:	1%
Peso a granel:	750-850Kg/m <sup>3</sup>
Capacidad de absorción de aceite:	10% mínimo
Velocidad de explosión:	3000m/s mínimo
Temperatura:	30°C

### DESCRIPCIÓN DE PROCESO

En la figura N° 6 se aprecia el diagrama de flujo de la planta de nitrato de amonio.

El nitrato de amonio resulta de la reacción entre el ácido nítrico y el amoníaco. El ácido nítrico es bombeado a un tanque elevado y el amoníaco líquido es vaporizado en diferentes equipos. Ambos componentes son sometidos a un reactor para su neutralización.

Al neutralizador ingresa 1050 Kg/h de amoníaco gaseoso junto con 6.1 tm/hr de ácido nítrico al 54%. Este neutralizador está lleno de anillos rasching de acero inoxidable, para un mejor contacto entrando ambos reactivos por el fondo y saliendo por el tope por rebose el nitrato de amonio a una concentración de 80%. Luego es pre – concentrado en un pre – concentrador al vacío (0.43 atm de vacío) para lograr una concentración de 83%, después en un segundo concentrador llamado concentrador de película, donde la concentración subirá a 96%.

La solución de nitrato de amonio se bombea a la torre prilling para su granulación, pasando al tambor de pre - secado y clasificación; los granos de nitrato son seleccionados, los finos volverán al circuito de procesamiento para su nueva granulación.

El nitrato de amonio seleccionado pasa al tambor de secado para la formación de los poros que requiere el grano de anfo, el que pasará a un sistema de enfriamiento por lecho fluidizado, luego será agregado el anti aglomerante y finalmente envasado en bolsas de polietileno con polipropileno de 50 kg cada uno.

Para prilling se necesita las siguientes condiciones:

<b>Nitrato:</b>	Concentración:	93-94%
	Temperatura:	130°C
	PH:	5.5-6.5
	Cl2:	<5ppm
	Nitritos:	<50ppm

<b>Amoniaco:</b>	Presión:	3 bar
	Temperatura:	30°C
	Agua:	<0.2% peso
	Aceite	<5ppm

<b>Vapor de baja presión:</b>		
	Presión:	7bar
	Temperatura:	170°C

<b>Vapor de media presión:</b>		
	Presión:	15bar
	Temperatura:	200°C

<b>Aire:</b>	Presión:	6bar
	Temperatura:	40°C

## **CONCENTRACIÓN Y GRANULACIÓN**

La solución producida en la unidad de neutralización (saturador) y pre-concentrada en la unidad de evaporación contiene entre 83-84% de nitrato a 130°C luego se bombea al concentrador de película, aquí la solución se concentra hasta 95.5%.

La solución escurre en forma de una película delgada por las paredes interiores de los tubos. Por fuera los tubos son calefaccionados con vapor, que provee el calor necesario para el calentamiento de la solución a 146°C y para la evaporación del agua. En contracorriente a la solución circula aire caliente que es pre - calentado a 145°C.

Para evitar el arrastre de nitrato se instala una persiana en el cabezal del concentrador. Para evitar que la descomposición del nitrato por bajar el PH, se agrega amoníaco para elevarlo a 6.5. A fin de reducir la presión parcial de vapor de agua sobre la solución, se inyecta aire caliente en contracorriente a dicha solución que cae.

Esta solución es bombeada hasta el tope de la torre y luego es pulverizada mediante una bomba de pulverización denominada centrífuga.

En contracorriente se agrega aire que enfría las gotas de solución, el nitrato así es cristalizado y es recogido en el fondo mediante un rascador y es llevado a través de una faja al tambor de pre - secado.

En el tambor de pre - secado los prills son secados con aire levemente calentado que es impulsado por un ventilador a través de un calentador a vapor.

Los prills calientes, a una temperatura de 50°C-60°C del tambor son transportados al elevador de cangilones y luego a un vibrador donde los granos grandes son triturados.

## **EL SECADO**

Esta función se realiza con la finalidad de que el producto sea poroso.

En el tambor de secado (1°) el producto se seca con aire caliente en paralelo y en el (2°) es a contracorriente. El producto es luego llevado a un sistema de enfriamiento a 30°C.

El enfriamiento se realiza en dos etapas, en la segunda etapa se alimenta el aire frío y se regula la temperatura final. La velocidad del aire es menor en la segunda etapa y apenas se expelle polvo por ello en un tambor de espolvoreo se acondiciona el producto frío y seguidamente es almacenado.

Los grandes son secados y tamizados; los de grano pequeño se disuelven.

**TABLA N° 6 A**  
**PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

Especificaciones	Unidad	Diseño	Actual
Volumen de ácido del 53%	T/día	167	145
Volumen de amoníaco a 1.3 bar	T/día	24.60	24.00
Amoníaco libre en neutral	Gr/lt	0.02 - 0.2	0.15
Concentración en solución neutral	%	83 – 85	80.50
Temperatura de columna de neutralización	°C	105	100
Temperatura de fusión de nitrato	°C	150	140
Temperatura de recipiente de bombas	°C	128	105
Temperatura antes del concentrador de película	°C	131	-
Temperatura después del concentrador de película	°C	146	127
Concentración después del concentrador de película	%	95.00	95.80
Flujo de solución del nitrato al concentrador de película	m <sup>3</sup> /hr	9.30	11.25
<b>Neutralizador</b>			
Carga de amoníaco	Tn/hr	1.05	1.05
Carga de ácido nítrico	Tn/hr	6.60	6.10
Amoníaco libre	Gr/lt	0.20	0.17
Concentración de la solución	%	83.00	79.80
Presión de amoníaco gas	kg/cm <sup>2</sup>	1.20	1.20
Temperatura de la columna	°C	105	95
<b>En los tubos</b>			
Presión de trabajo máxima admisible	atm	10	10
Presión de prueba	atm	13	13
Temperatura	°C	165	165
<b>Evaporador de baja concentración (pre - concentrador)</b>			
Presión	Kg/cm <sup>2</sup>	0.3	0.48
Temperatura	°C	85	90
Concentración	%	80	79.8
<b>Separador de vapores: evaporador al vacío</b>			
<b>Envoltura</b>			
Concentración a la que se llega	%	93 a 94	
Presión de trabajo máxima admisible	atm	0.35	0.32
Presión de prueba	atm	2.0	2.0
Temperatura	°C	169	160
<b>Tubos</b>			
Presión de trabajo máxima admisible	atm	10	7
Presión de prueba	atm	13	13

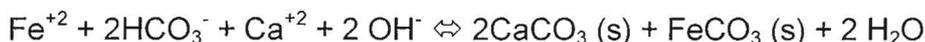
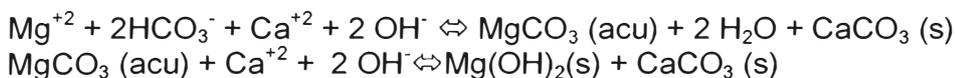
**TABLA N° 6 B**  
**PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Concentrador de película			
Entrada de solución de NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> : alta densidad			
Volumen	M <sup>3</sup> /hr	8.5	8.0
Concentración de nitrato de amonio	%	84	84.5
Temperatura	°C	128	120
Peso específico	Tn/m <sup>3</sup>	1.424	1.430
Entrada de solución de NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> : baja densidad			
Volumen	M <sup>3</sup> /hr	9.2	8.9
Concentración de nitrato de amonio	%	4	93
Temperatura	°C	128	115
Peso específico	Tn/m <sup>3</sup>	-	-
Salida de solución de NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> : alta densidad			
Volumen	M <sup>3</sup> /hr	7.96	7.90
Concentración de nitrato de amonio	%	98	98
Temperatura	°C	175	155
Peso específico	Tn/m <sup>3</sup>	1.430	1.430
Salida de solución de NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> : alta densidad			
Volumen	M <sup>3</sup> /hr	8.9	8.9
Concentración de nitrato de amonio	%	96.5	95.5
Temperatura	°C	150	146
Peso específico	Tn/m <sup>3</sup>	1.429	1.426
Entrada de vapor	Bar	15	15
Presión de trabajo (vapor) máximo admisible	Bar	17.0	17.0
Presión de trabajo (solución) máxima admisible	Bar	0.7	0.7
Temperatura de trabajo (vapor) máx. admisible	°C	220	175
Temperatura de trabajo (solución) máx. admis.	°C	200	155
Producción de fertilizantes máxima	Ton/día	118	112.50
Producción de ANFO máxima	Ton/día	110	109.00
Características del producto			
<i>Fertilizante:</i>			
Contenido de nitrógeno máximo	%	34.50	33.65
Humedad máxima	%	1.00	0.81
Antiaglomerante	%	max 4.0	
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	800	754.66
<i>Grado ANFO:</i>			
Contenido de nitrógeno mínimo	%	34.50	34.55
Humedad máxima	%	0.20	0.17
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	750	740
Absorción de petróleo	%	10	13
Velocidad de explosión	m/seg	3000	3000
Granulometría:			
Mayor de 3 mm	%	0	0.01
Mayor de 2 mm	%	10	12.50
Mayor de 1 mm	%	89	73.50
Menor de 0.5 mm	%	1.0	0.01

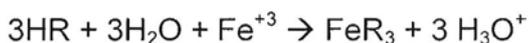
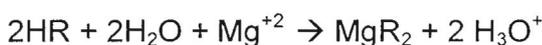
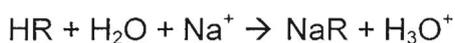
## 7. REACCIONES EN EL COMPLEJO YURA DIVISIÓN - CACHIMAYO

### TRATAMIENTO DE AGUA

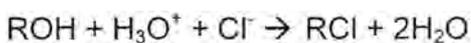
Eliminación de la dureza temporal:



Reacciones en el intercambiador catiónico:

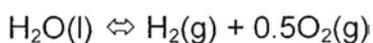


Reacciones en el intercambiador aniónico:



Donde: Representa la resina de intercambio.

### REACCION DE ELECTROLISIS



### REACCION EN LA PLANTA DE AMONIACO



### REACCIONES DE LA PLANTA DE ACIDO NITRICO



### REACCION EN LA PLANTA DE NITRATO



FIGURA N° 1  
PLANTA DE AGUA

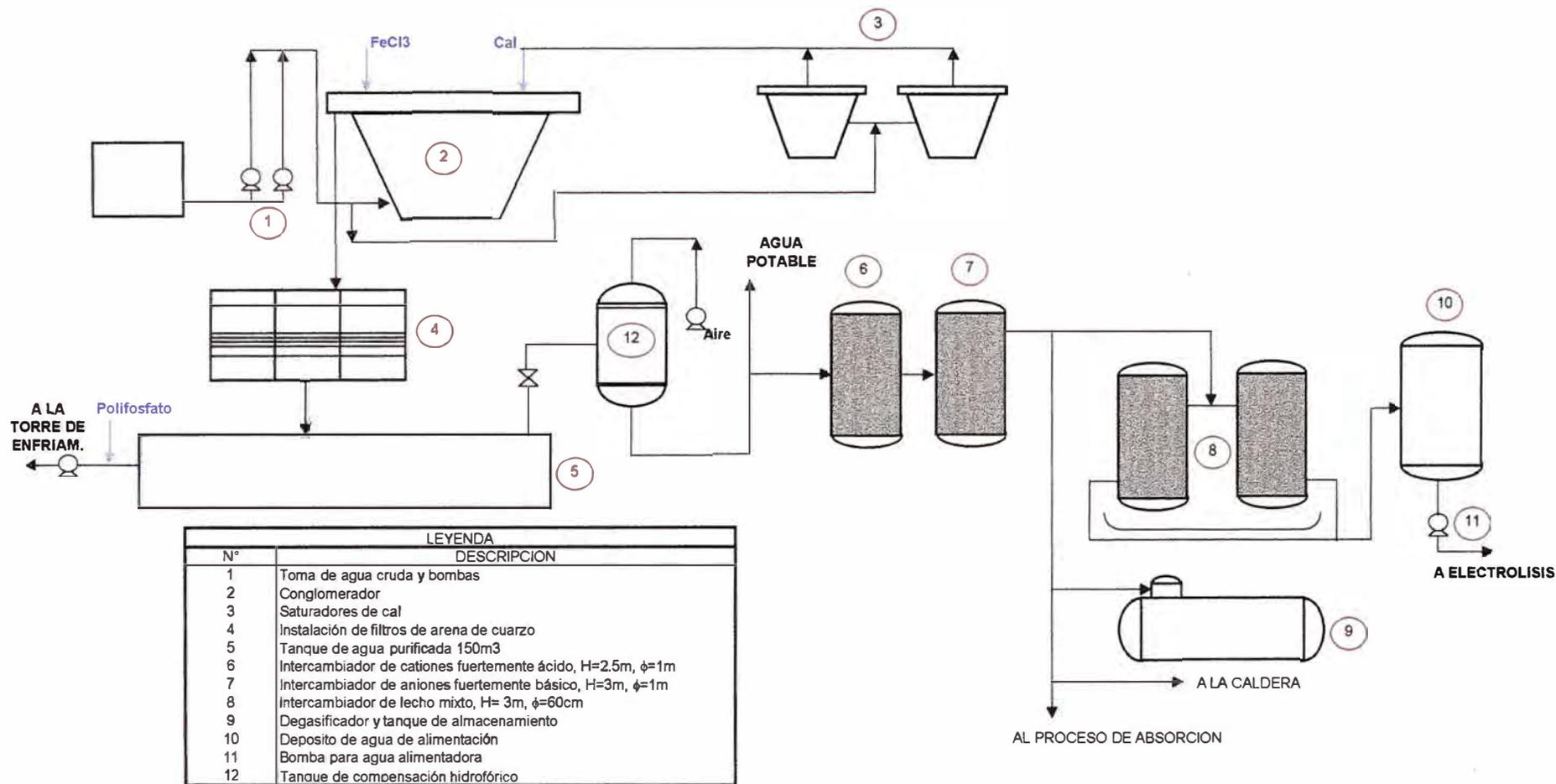


FIGURA N° 2

PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE

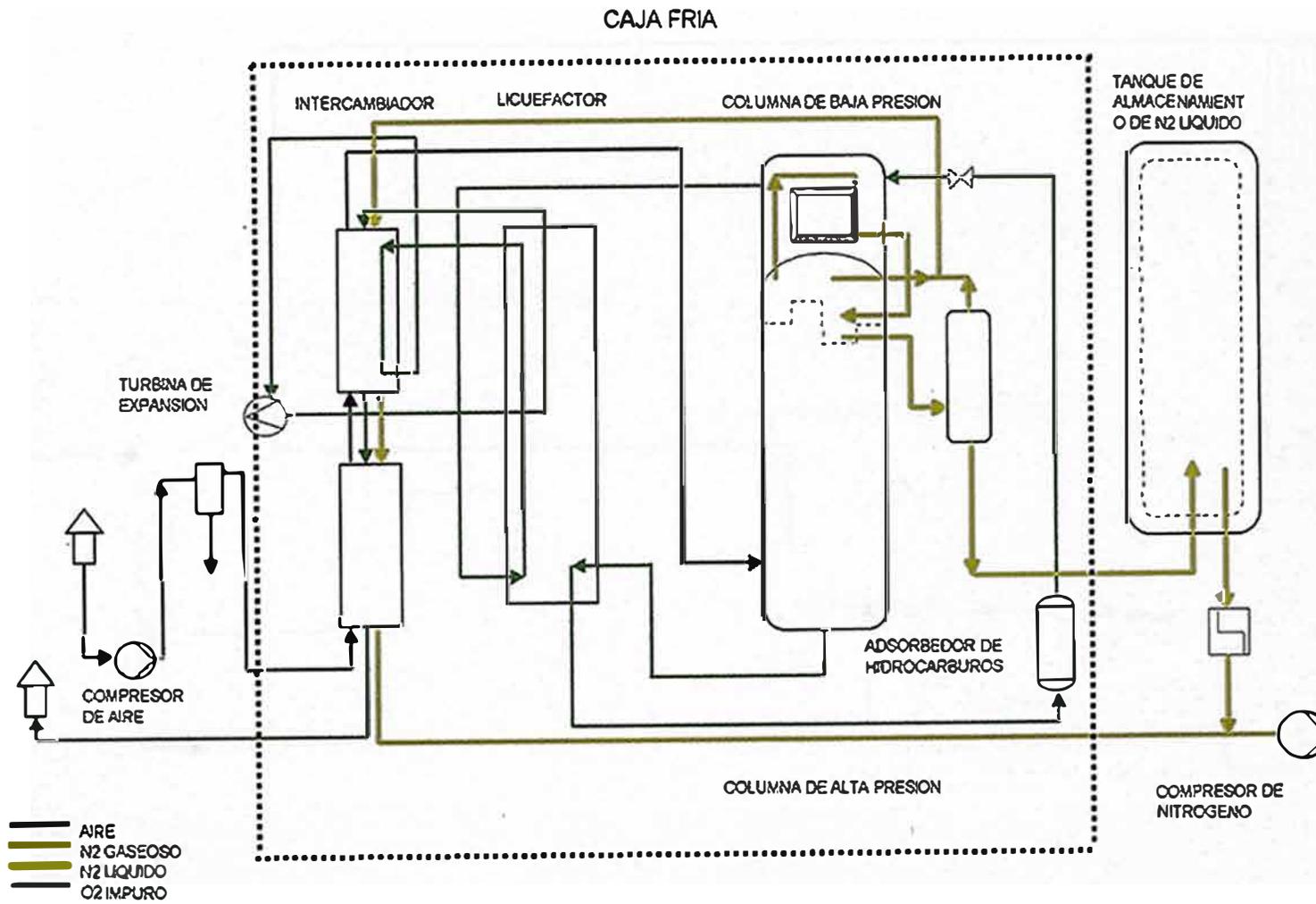


FIGURA N° 3

PLANTA DE SINTESIS DE AMONIACO

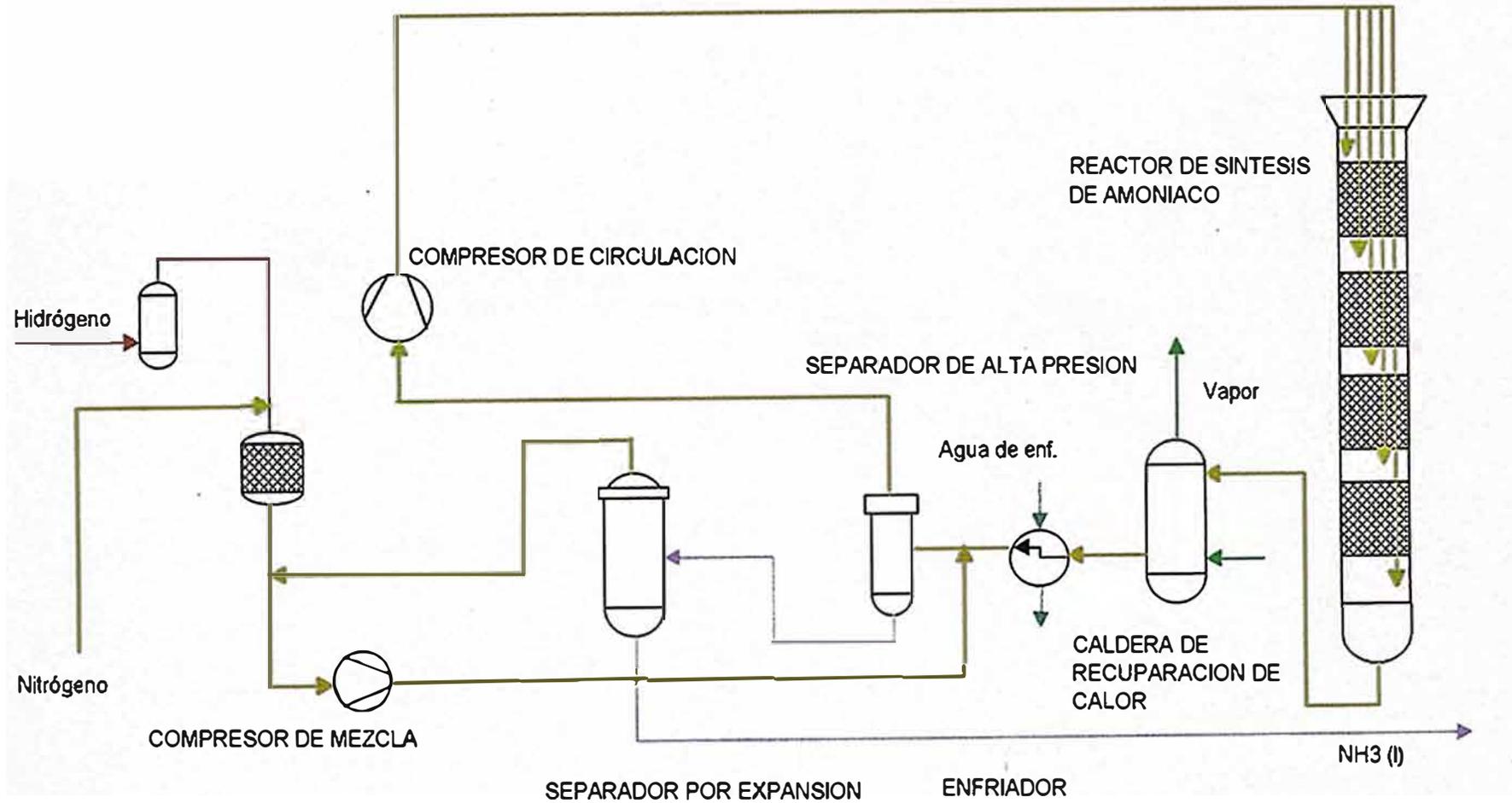
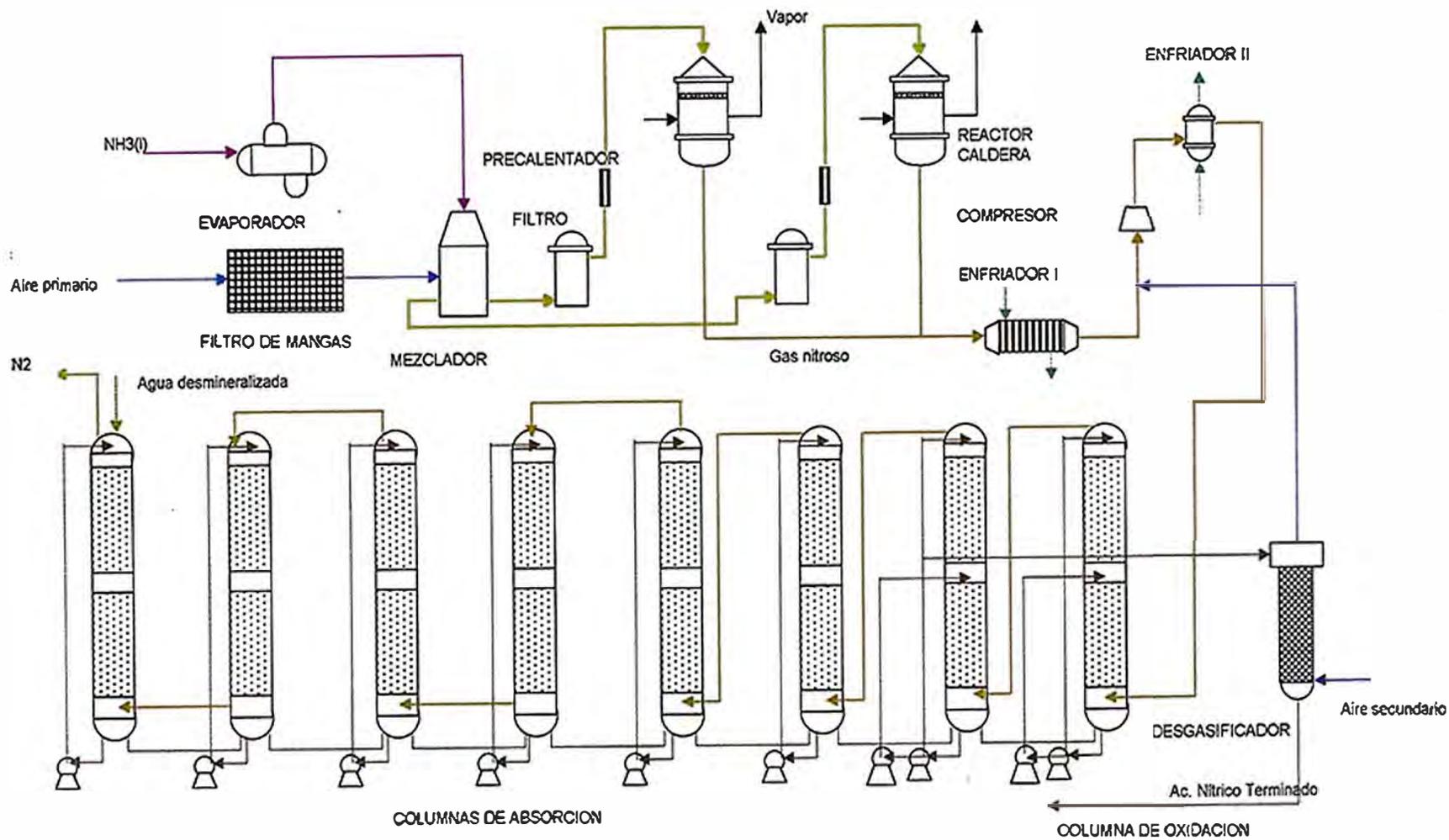
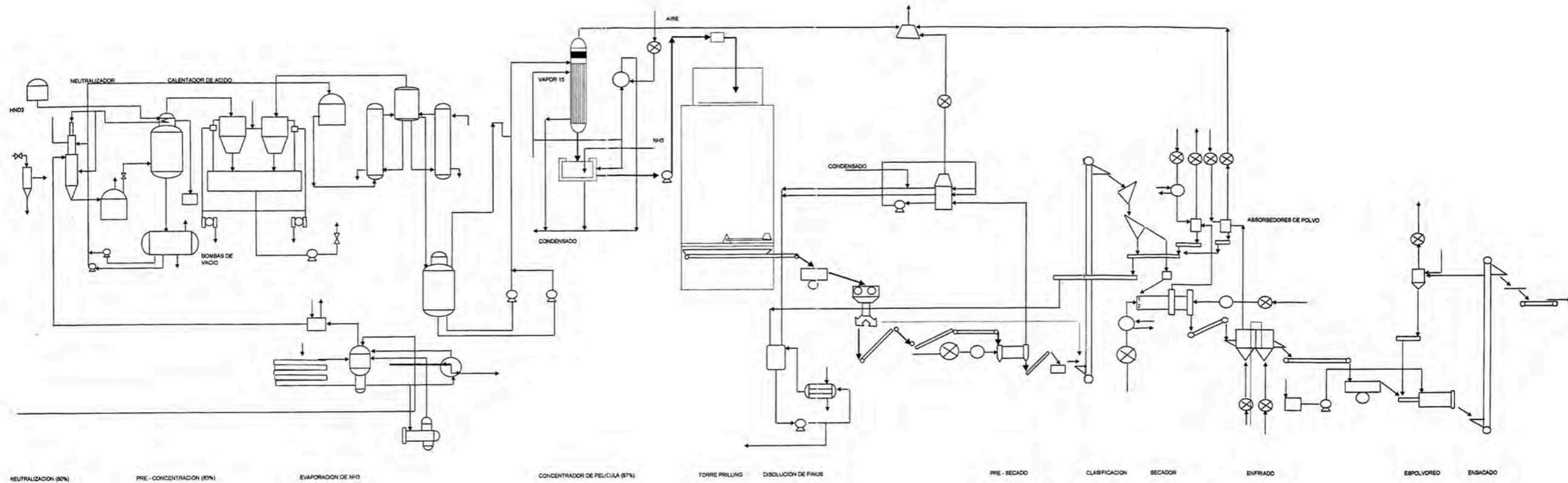


FIGURA N° 5

PLANTA DE ACIDO NITRICO AL 53.5%



# PLANTA DE NITRATO DE AMONIO ANFO Y FERTILIZANTE



# **ANEXO III**

## **PLANTA DE ELECTROLISIS**

# 1. PLANTA DE ELECTROLISIS

## PARAMETROS DE OPERACIÓN Y SUPERVISIÓN DE LA PLANTA

### 1. Datos técnicos

- Intensidad de corriente: 1500 a 6600amp.
- Presión del electrolitor: 33 atm.
- Presión de diseño: 37atm.
- Presión de N<sub>2</sub> para puesta en marcha: min. 5.5 atm
- Temp. de servicio en canales de gas: 70 a 90 °C
- Circulación de lejía en el electrolitor: delante 11.5m<sup>3</sup>/h  
Detrás 11.5m<sup>3</sup>/h
- Pureza de hidrógeno y oxígeno

	Hidrógeno	Oxígeno
A 6600 amp.	99.9%	99.5%
6000 amp.	99.9%	99.35%
5500 amp.	99.9%	99.25%

### 2. Supervisión de servicio

Controles que se dan a cada hora:

- Intensidad de corriente
- Tensión
- Pureza de oxígeno
- Pureza de Hidrógeno
- Presiones
- Temperaturas
- Circulación de lejía en el electrolitor
- Purga de lejía separada del gas.

Al comienzo de cada turno

- Cantidad de nitrógeno disponible
- Purga de condensado

Controles semanales

- Temperatura y tensiones de las celdas
- Densidad de la lejía a 15°C debe estar entre 1.240-1.244 Kg/lt.

Pureza de la lejía

No debe exceder las cantidades máximas de impurezas:

K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	20000 mg/lt
K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3500 "
SiO <sub>2</sub>	2500 "
KCl	80
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	80 "

La potasa cáustica debe contener impurezas tales que no excedan las siguientes cantidades:

KOH	min 85%	en peso
NaOH	max 1.5%	"
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	" 1%	"
KCl	" 0.005%	"
SiO <sub>2</sub>	" 0.02%	"
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" 0.01%	"
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	" 0.02%	"

La suma de Pb, Hg, Sn, As, Sb max 0.001% en peso; el resto agua de cristalización.

El circuito intermedio de refrigeración debe contener 1Kg de nitrito de sodio/m<sup>3</sup> de agua.

### 3. Datos técnicos del electrolitor

- Producción de gases por unidad:  
Hidrógeno 140-680 Nm<sup>3</sup>/h (Diseño 750)  
Oxígeno 70-340 " (Diseño 375)
- Presión de trabajo: 30 atm.
- Pureza de los gases:  
Hidrógeno 99.9% vol.  
Oxígeno 99.4% vol.
- Temperatura de los gases: se encuentran a 10°C encima de la temperatura de agua de refrigeración.
- Consumo de energía para producir 1Nm<sup>3</sup>/h H<sub>2</sub>-0.5Nm<sup>3</sup>/h O<sub>2</sub>: 4.3-4.6 Kwh.
- Intensidad de corriente: 6000 amp. (Diseño 6600 amp.)
- Consumo de agua de refrigeración:  
0.82-0.85 m<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>

### 4. Producción de Hidrógeno

- Hora punta (6:00 a 11:00 pm) 1300 Nm<sup>3</sup>/h
- Hora normal 3900 Nm<sup>3</sup>/h

## DESCRIPCIÓN TÉCNICA DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE H<sub>2</sub>

Cada celda se encuentra protegida por un anillo niquelado (1). Estos anillos están colocados en marcos anulares (2). En el lado del ánodo y en el cátodo se encuentran telas de hilo de acero activadas (3) que sirven de electrodos. Las cámaras del ánodo y del cátodo se separan unas de otras por una placa de varias sub - placas (4) de amianto puro. Los marcos de las celdas son aislados uno del otro por medio de juntas (5) con camisas de teflón.

La solución electrolítica que consiste de lejía potásica entra a las celdas a través de un canal (6) que se componen de piezas individuales del tamaño de la anchura de una celda. Las diferentes piezas de los canales están atornillados estancamente en las paredes separadas (1) y tienen perforaciones transversales (9) a través de las cuales entra la lejía en las celdas. La lejía entra primeramente al lado del cátodo de las celdas y sigue fluyendo en parte a través de las aberturas al lado del ánodo.

La mezcla lejía /gas que fluye a través de las celdas hacia arriba, es recogida en lado del cátodo en un canal para el hidrógeno (7) y en lado del ánodo por un canal para el oxígeno (8) y es evacuada.

También los canales para gas al igual que el canal para lejía, consisten de piezas individuales de la anchura de la celda.

En consecuencia de la alta presión de servicio del electrolitor y del reducido volumen específico de los gases correspondientes, pueden ser muy delgadas las celdas. La anchura de las celdas del electrolitor es solo 1/5 de las celdas atmosféricas comunes.

Por ello es posible colocar un gran número de celdas una tras otra y construir electrolitores que pueden producir muy grandes cantidades de hidrógeno necesitando sin embargo muy poco sitio. El área necesaria de un electrolitor a presión es considerablemente más pequeña que el área comparable para una instalación de electrólisis atmosférica.

Las mezclas de lejía é hidrógeno así como la de lejía y oxígeno salen de los bloques de las celdas a través de canales para gas (10) fluyen a través de los codos (11) y siguen después a los separadores para gas (12 y 13) donde son separados los gases de la lejía circulante. El hidrógeno sube dentro del separador para hidrógeno (12) pasa igualmente por un separador de gotas (14) y sale del electrolitor por una válvula reguladora (15). La refrigeración de ambos gases se realiza debido a encontrarse a la alta presión.

El electrolito fluye de los separadores para gas a una bomba de circulación (16) que hace retornar el líquido a través del filtro (17) a las celdas.

Con esto se asegura una solución de concentración constante en todo el electrolitor. El filtro sirve para el limpiado continuo del electrolito en circulación. Este filtro consiste de unos paños que retienen las impurezas y cada mes se efectúa un limpiado de las telas.

El calor que se produce en el proceso de la electrólisis es evacuado por agua de refrigeración que fluye a través de serpentines (18). Como agua refrigerante se emplea condensado que circula en un circuito cerrado y que por su parte es enfriado con agua de refrigeración de fábrica.

La presión de servicio se mantiene constante por medio de un regulador neumático de presión que manda una válvula de membrana (15) en la línea de hidrógeno. El nivel de lejía en los separadores de gas (19) es controlado por un regulador que controla el nivel para lejía en el separador. Ambos separadores están unidos por medio de codos que mantienen constante los niveles.

El electrolitor esta asegurado contra una eventual contaminación con H<sub>2</sub> en el separador, este se realiza por medio de un control de nivel de lejía en los separadores que ante una perturbación se desconecta la corriente parando el proceso.

Para la puesta en marcha se empieza con una corriente de N<sub>2</sub> a 5 atm.

La corriente continua es conducida al electrolitor por el centro del aparato ya que en el centro se encuentra el polo positivo del electrolitor.

La salida de la corriente continua se da por el polo negativo es decir que este se encuentra en las placas finales exteriores de los bloques de las celdas; la corriente se reparte y fluye hacia los extremos del electrolitor.

Todas las partes del electrolitor con excepción de las celdas propiamente dichas son conectadas a tierra; es por ello que ninguna tubería del equipo tendrá que ser aislada.

**TABLA N° 1 A**  
**ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LA PLANTA**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Bombas de agua de proceso (2 de 8.7CV de potencia)			
Caudal	M3/hr	4.68	1.6
Temperatura máxima	°C	40.0	20.0
Presión Transp.	kg/cm2	40.0	42.0
Presión final	kg/cm2	40.0	41.0
Altura de elevación	m. Ca.	400	400
Tanque de agua de proceso 50m3			
Capacidad de producción de H2 c/E'tor	Nm3/hr	650	620
Capacidad de producción de O2 c/E'tor	Nm3/hr	325	310
Consumo total de EE proceso	Kwh/hr	20900	15400
Consumo específico	Kwh/Nm3H	4.77	4.77
Intensidad de corriente cada E'tor	2	1500-6600	5000-6000
Presión de trabajo c/E'tor	Amp	33	32
Presión de consumo	Bar		
Hidrógeno		30	28
Oxígeno	Bar	28	25
Temperatura gas/lejía	Bar	<95	80
Temperatura lejía	°C	>60	98
Pureza	°C		
Hidrógeno		99.9	99.8
Oxígeno	%	99.4	99.35
	%		
Electrolito			
Hidróxido de potasio (densidad)	Kg/lt	1.240-1.244	1.244
Temperatura de preparación de la lejía	°C	15	15
Electrolitor N°1 (Total: 7 Electrolitores)			
Presión de trabajo	Kg/cm2	33.00	32.00
Presión gas hidrógeno	Kg/cm2	30	25
Presión gas oxígeno	Kg/cm2	28	26
Intensidad de corriente	Amp	6600	6200
Tensión de energía	Volt	420-525	517
Temperatura de cabezales			
Hidrógeno: atrás	°C	70-95	79.00
Hidrógeno: adelante	°C	70-95	78.00
Oxígeno: atrás	°C	70-95	79.00
Oxígeno: adelante	°C	70-95	78.00
Flujo de lejía: atrás – adelante	m3/hr	11.50	12.50
Bombas de lejía (2) amper	Amp	14.00	8.00
Temperatura de entrada del electrolitor	°C	60.00	61.00
Temperatura de refrigeración intermedia	°C	66.00	65.00
Pureza			
Hidrógeno	%	99.90	99.80
Oxígeno	%	99.35	88.45

**TABLA N° 2 B**  
**ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LA PLANTA**

<b>Especificaciones</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>	<b>Actual</b>
Sistema de refrigeración intermedia			
Agua de refrigeración			
Presión	Kg/cm2	4.50	3.00
Temperatura de entrada laval	°C	20	18
Temperatura de salida laval	°C	30	30
Volumen de agua	m3/hr	440	400
Circuito intermedio			
Presión	kg/cm2	5.50	5.40
Temperatura de entrada laval	°C	60	55
Temperatura de salida laval	°C	30	25
Refrigerador del gas hidrógeno			
Gas hidrógeno			
Presión de trabajo	atm	37	30
Presión de prueba	atm	48	48
Volumen	lt	160	160
Agua			
Presión de trabajo	atm	5	3
Presión de prueba	atm	6.5	6.5
Volumen	lt	75	75
Separador agua – hidrógeno			
Presión de trabajo	atm	37	30
Temperatura máxima	°C	90	30
Refrigerador del gas oxígeno			
Gas oxígeno			
Presión de trabajo	atm	37	30
Presión de prueba	atm	48	48
Volumen	lt	50	50
Agua			
Presión de trabajo	atm	5	3
Presión de prueba	atm	6.5	-
Volumen	lt	37	37
Separador agua – oxígeno			
Presión de trabajo	atm	37	30
Temperatura máxima	°C	90	30
Planta de embotellamiento de oxígeno			
Caudal	M3/hr	7.25	4.0
Presión de aspiración	Atm	28.50	23.00
Temperatura de aspiración	°C	30	18
Consumo de agua de refrigeración	m3/hr	1.6	1.5
Cantidad de agua lubric	lt/hr	20	1.8
Presión de descarga	bar	150	

### **EQUIPOS UTILIZADOS Y PERSONAL REQUERIDO**

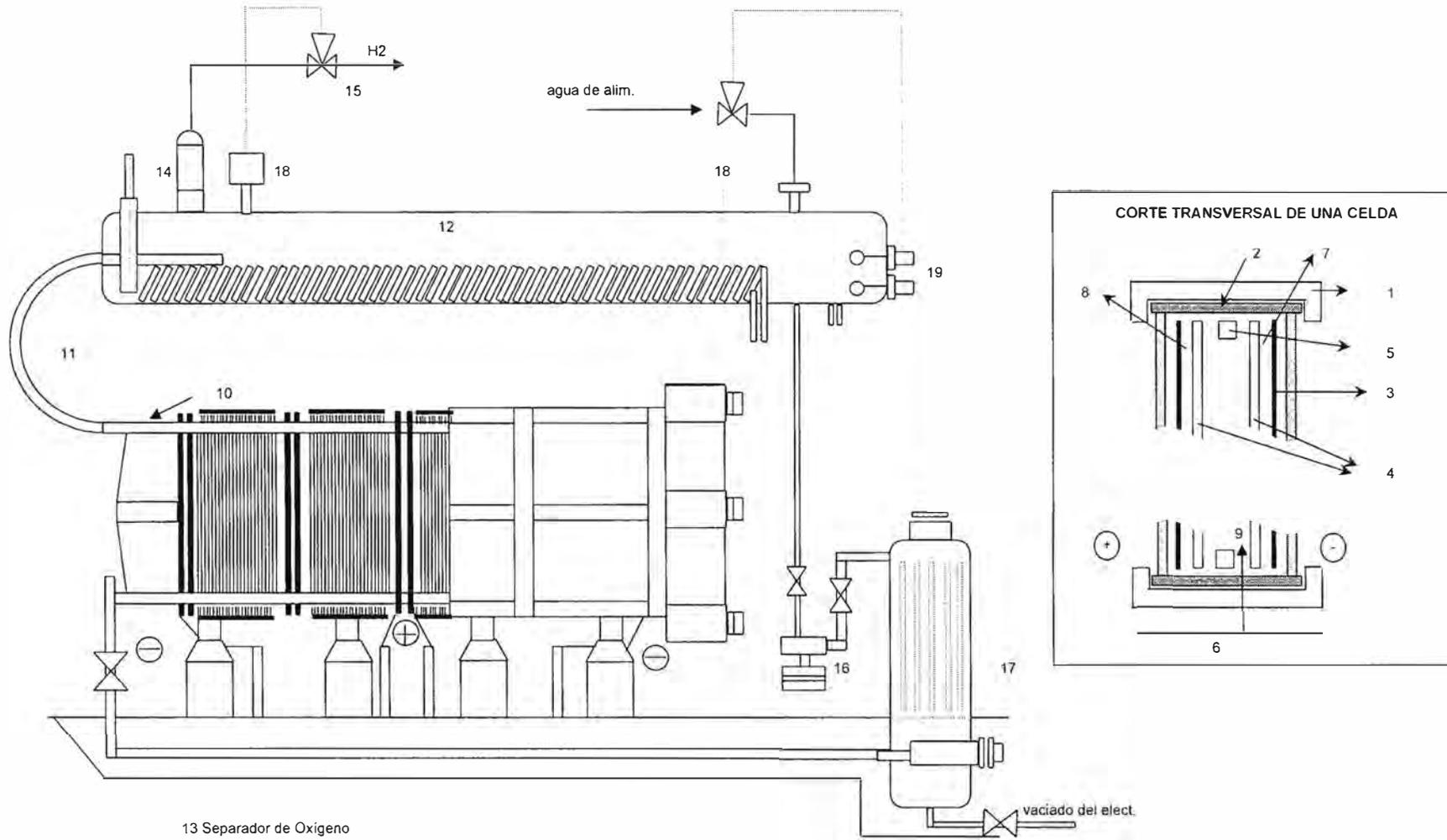
- 7 Electrolitores cada uno con 540 celdas
- 2 Separadores de líquido / gas y filtro para lejía
- 1 Sistema de refrigeración intermedia
- 1 Sistema de alimentación de agua
- 1 Sistema de preparación de electrolito (lejía)
- 1 Tanque de agua de proceso
- 1 Tanque de agua de refrigeración 4.8 m3
- 7 bombas de circulación del electrolito c/E'tor
- 3 bombas de carga y descarga del electrolito
- 2 bombas de agua para la alimentación del proceso

➤ 2 bombas de agua de refrigeración

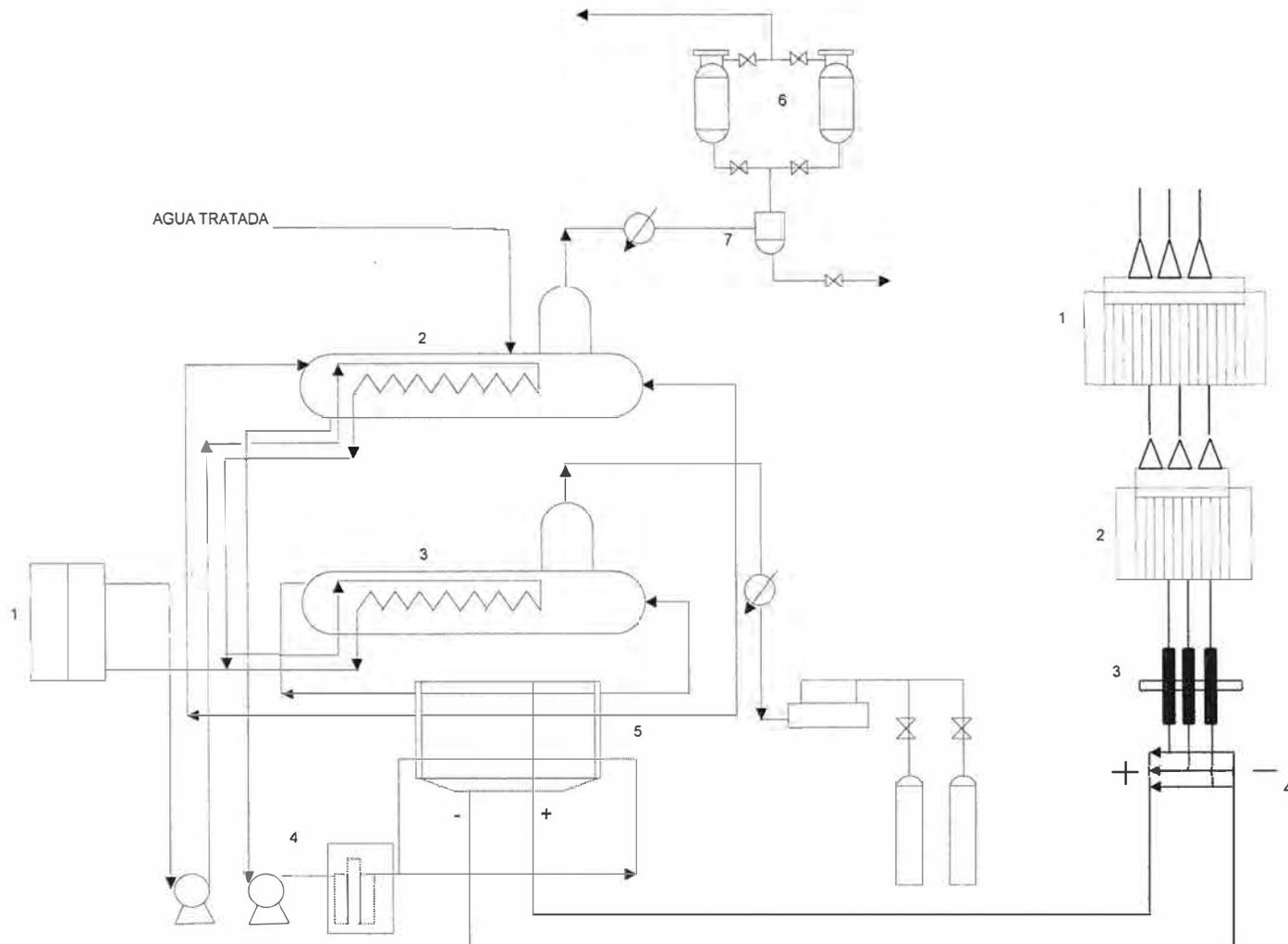
El personal requerido para la operación de esta planta es de 2 operarios por turno de 8 horas.

El mantenimiento de los electrolitores y en general de todos los equipos es realizado en su totalidad por personal de la planta.

**FIGURA N° 1**  
**ELECTROLITOR**



**FIGURA N° 2**  
**PLANTA DE ELECTROLISIS**



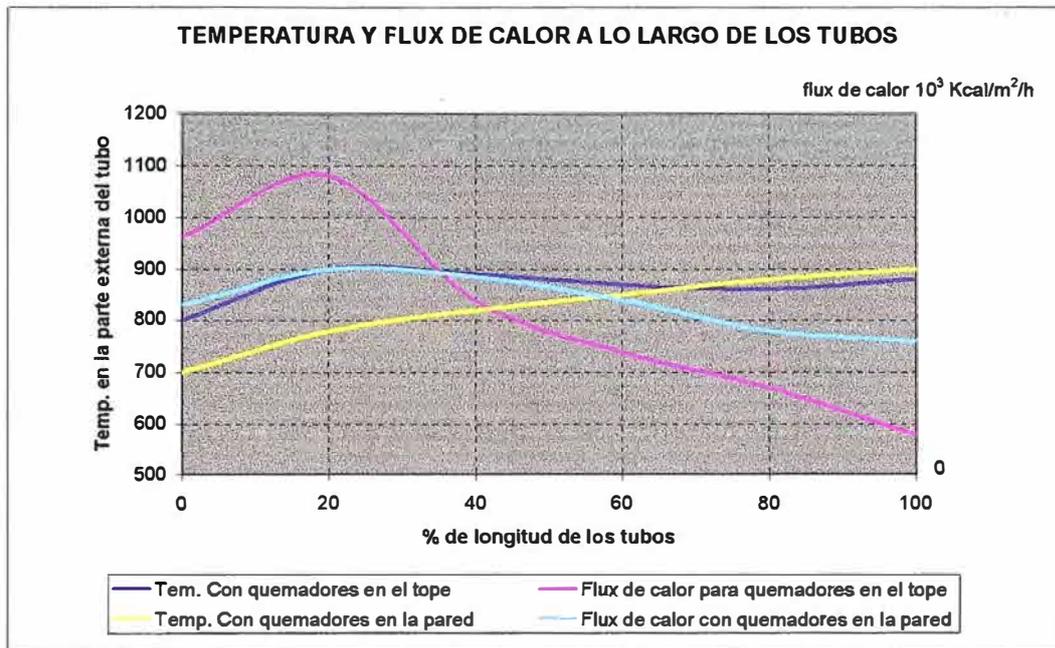
LEYENDA	
<b>Diagrama de la planta de Electrólisis</b>	
1	Intercambiador
2	Separador de Hidrógeno
3	Separador de Oxígeno
4	Filtro de potasa cáustica
5	Electrolitor
6	Filtros de Hidrógeno
7	Separador de líquido
8	Embotellamiento de oxígeno
<b>Detalle del suministro de energía</b>	
1	Transformador de bajada de 138/6.6/0.44 KV
2	Subestación de transformadores 6.6/0.44 KV
3	Transductores
4	Rectificadores de diodos de Silice
5	Torre de derivación de la línea de alta tensión de hidroeléctrica de Machupicchu

# **ANEXO IV**

## **GRAFICOS TERMODINAMICOS DEL REFORMADO AL VAPOR Y OXIDACION PARCIAL**

## ANEXO IV - A

### GRAFICO COMPARATIVO DE TEMPERATURA Y FLUX DE CALOR A LO LARGO DE LOS TUBOS ENTRE REFORMADORES QUE CONTIENEN QUEMADORES EN LA PARTE ALTA (INICIO DE LOS TUBOS) Y EN LAS PAREDES (LADO LATERAL DE LOS TUBOS).



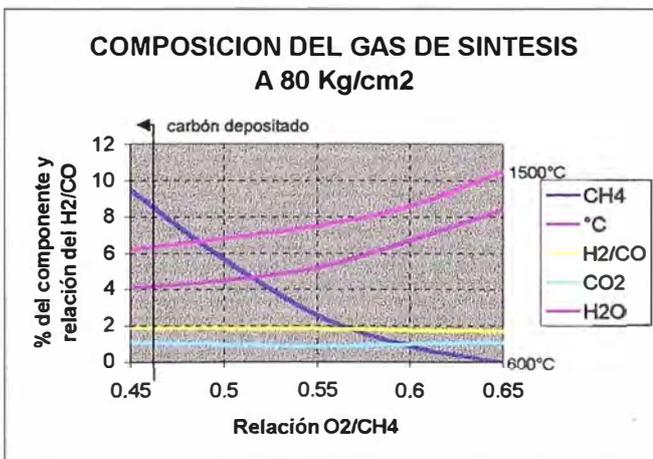
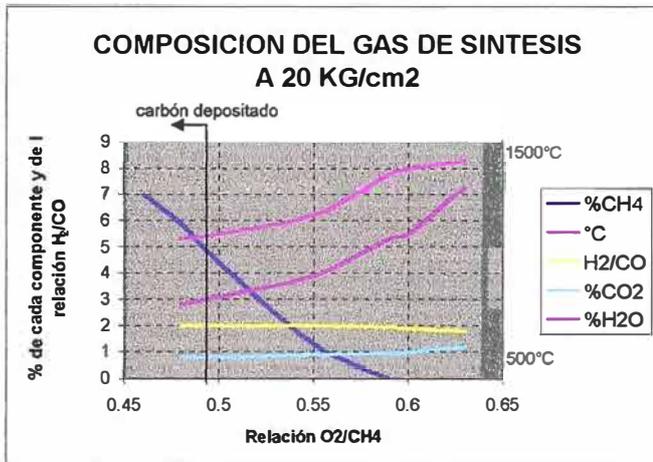
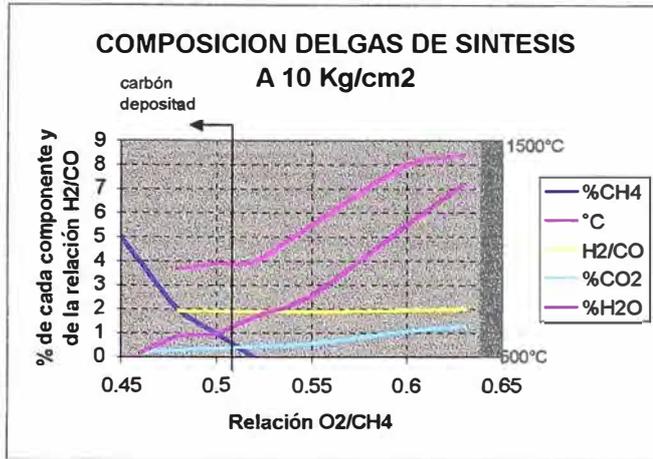
En el gráfico anterior se puede observar que con los quemadores en el tope se obtienen altas temperaturas al inicio del tubo y con ello un alto flux de calor, valores que a lo largo del tubo decaen considerablemente.

Mientras que con los quemadores en las paredes en todo lo largo del tubo mantiene casi constante su temperatura y decae poco el flux de calor en comparación con el caso de quemadores en el tope.

Pruebas en planta nos dicen que con los quemadores en las paredes se aprovecha mejor el flux de calor.

## ANEXO IV - B

### COMPOSICION DE EQUILIBRIO DEL GAS DE SINTESIS PARA EL PROCESO DE OXIDACION PARCIAL A DIFERENTES PRESIONES, USANDO COMO MATERIA PRIMA GN.

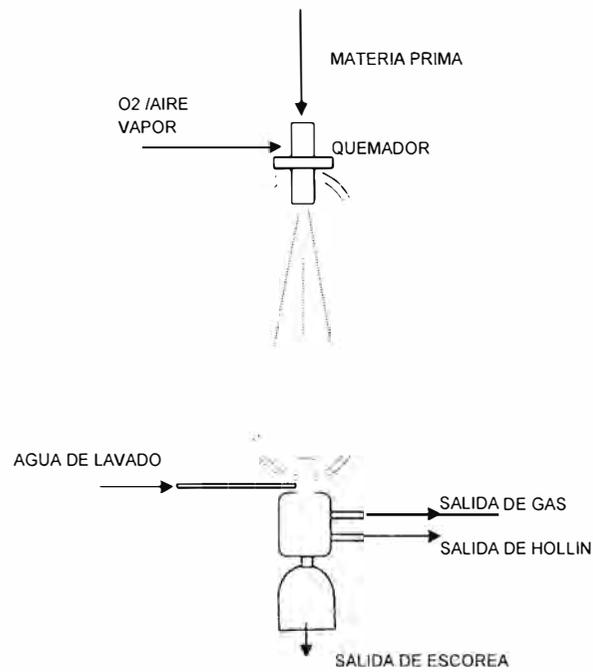


En los tres gráficos se muestra cómo afecta la relación de entrada entre el O<sub>2</sub> y el CH<sub>4</sub>, en la composición final del gas de síntesis, así como la temperatura de salida de los gases. Para un valor fijo de relación de entrada podemos obtener directamente de cada gráfico el porcentaje de H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>. El porcentaje de CO y H<sub>2</sub>, se saca por diferencia y de acuerdo a la relación obtenida entre ellos de los gráficos. En todos los casos el ingreso de la mezcla es de 600°C. Además a mayor presión se puede observar que es menor la presencia de carbón depositado.

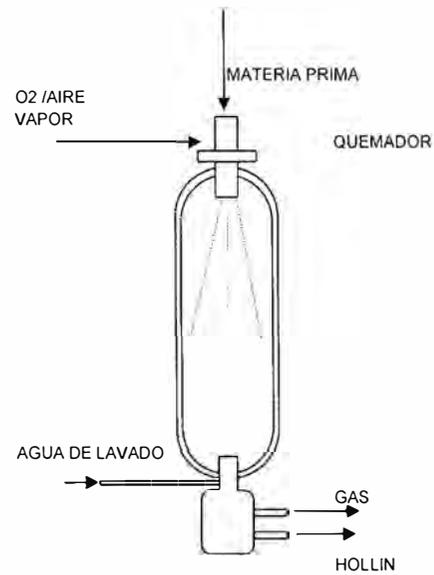
## ANEXO 4 - C

### MODELOS DE HORNO DE CRACKIN CON SUS SISTEMAS DE ENFRIAMIENTO DIRECTO (QUENCH) PARA PETROLEOS RESIDUALES CON ALTO CONTENIDO DE SALES COMO MATERIA PRIMA

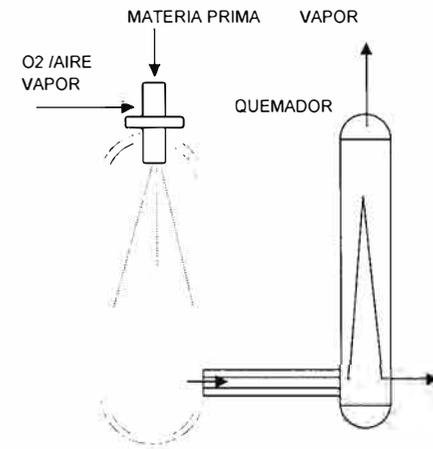
HORNO DE CRACKIN CON AGUA DE LAVADO DIRECTO PARA MATERIAS PRIMA COMO CARBON Ó PETROLEO RESIDUAL MUY PESADO



HORNO DE CRACKIN CON AGUA DE LAVADO DIRECTO PARA MATERIAS PRIMAS CON PETROLEO RESIDUAL CON ALTO CONTENIDO DE SALES

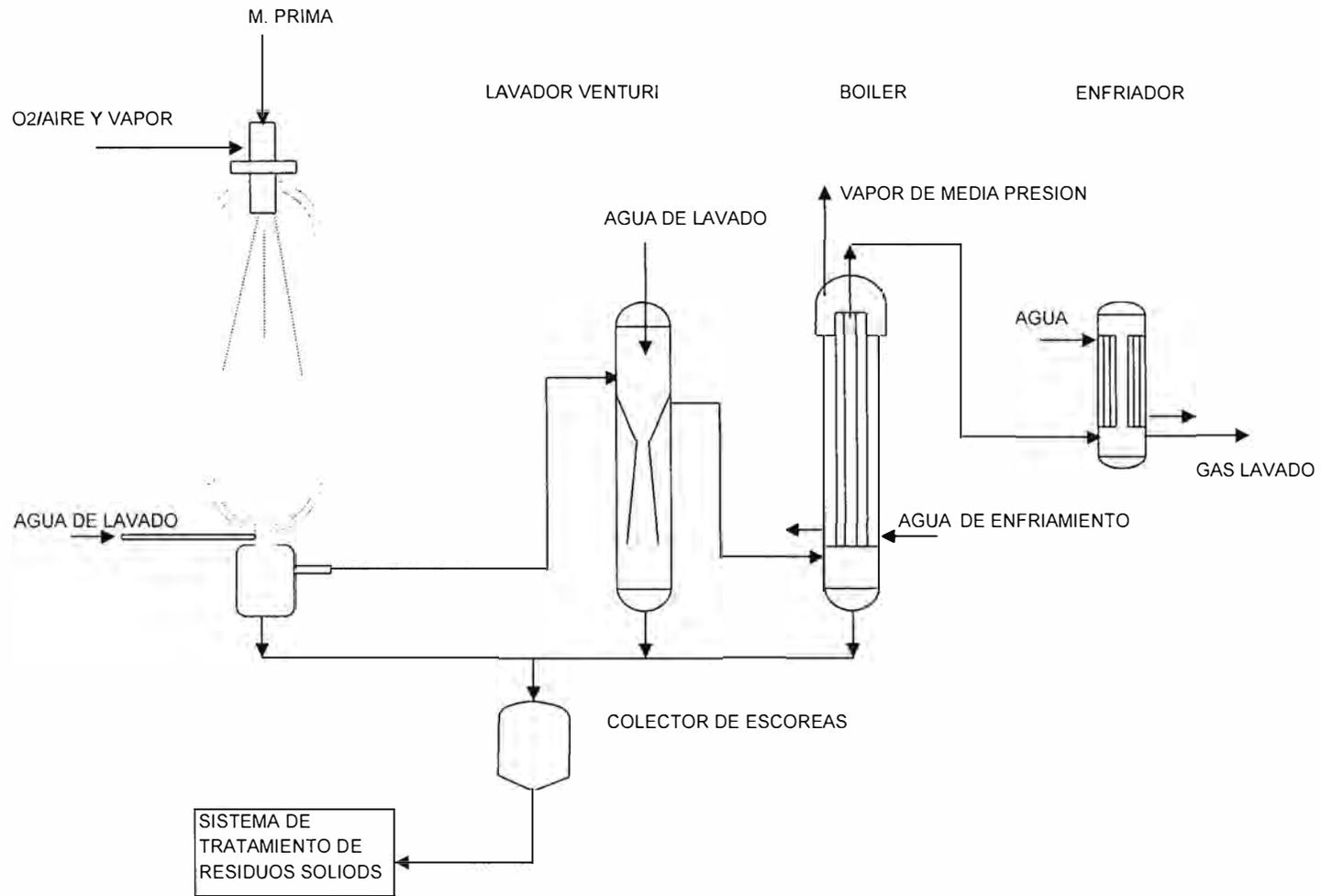


HORNO DE CRACKIN CON SISTEMA DE PRODUCCION DE VAPOR PARA MATERIAS PRIMAS CON PETROLEO RESIDUAL CON BAJO CONTENIDO DE SALES



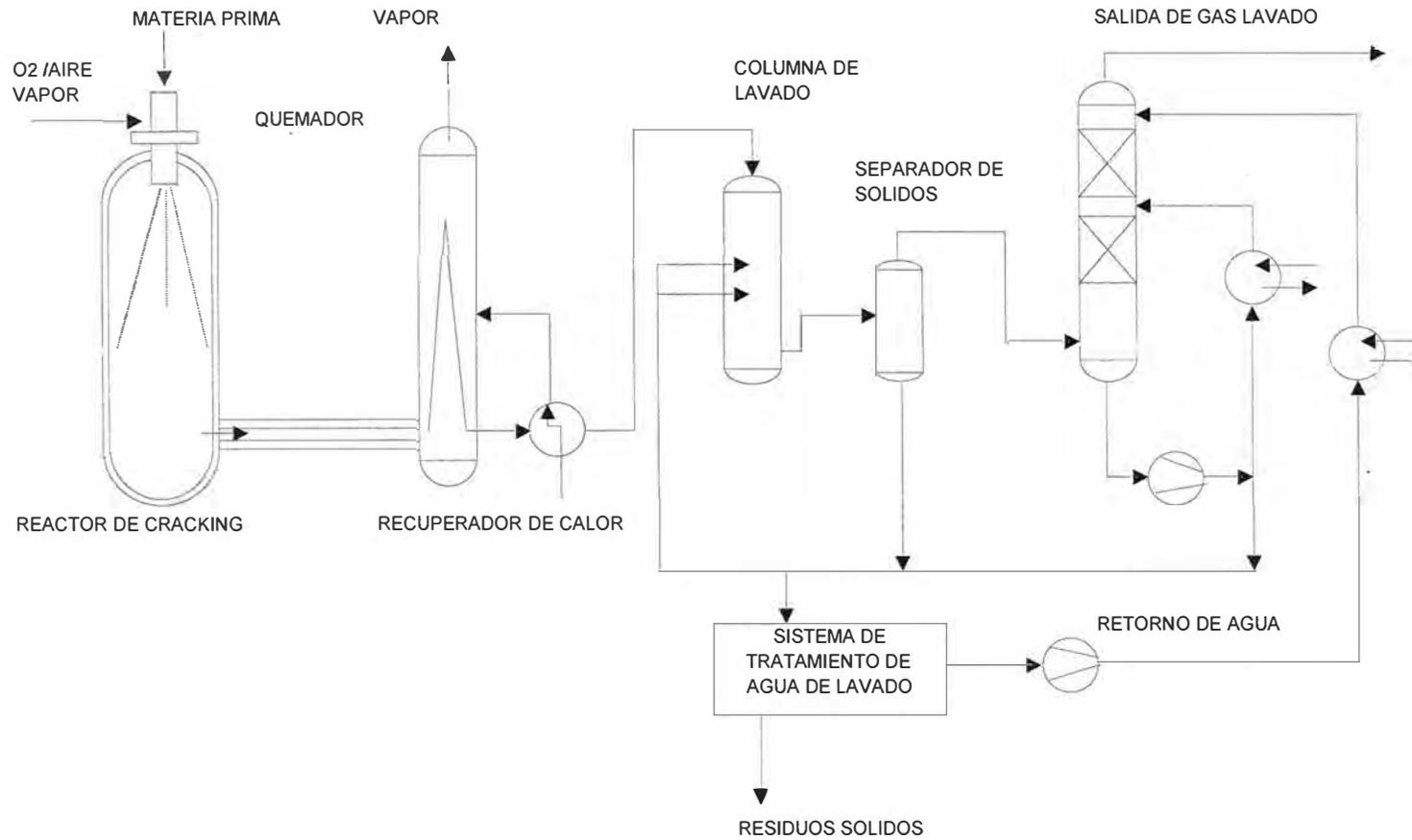
## ANEXO IV - D

### SISTEMA DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS PARA PETROLEOS RESIDUALES MUY PESADOS



## ANEXO IV - E

### MODELOS DE HORNO DE CRACKIN CON SUS SISTEMAS DE ENFRIAMIENTO POR RECUPERACION DE CALOR PARA PETROLEOS RESIDUALES CON BAJO CONTENIDO DE SALES COMO MATERIA PRIMA

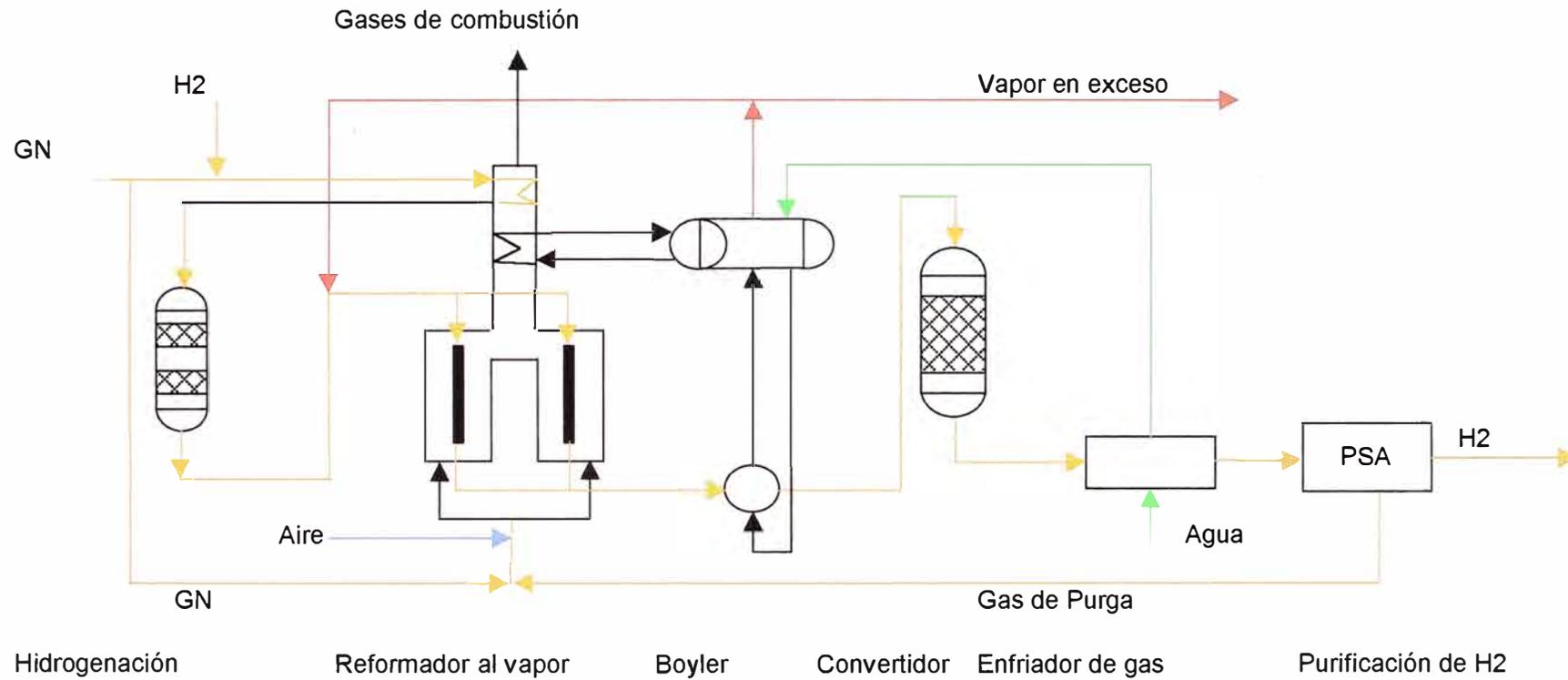


# **ANEXO V**

## **DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS DE PRODUCCION DE HIDROGENO**

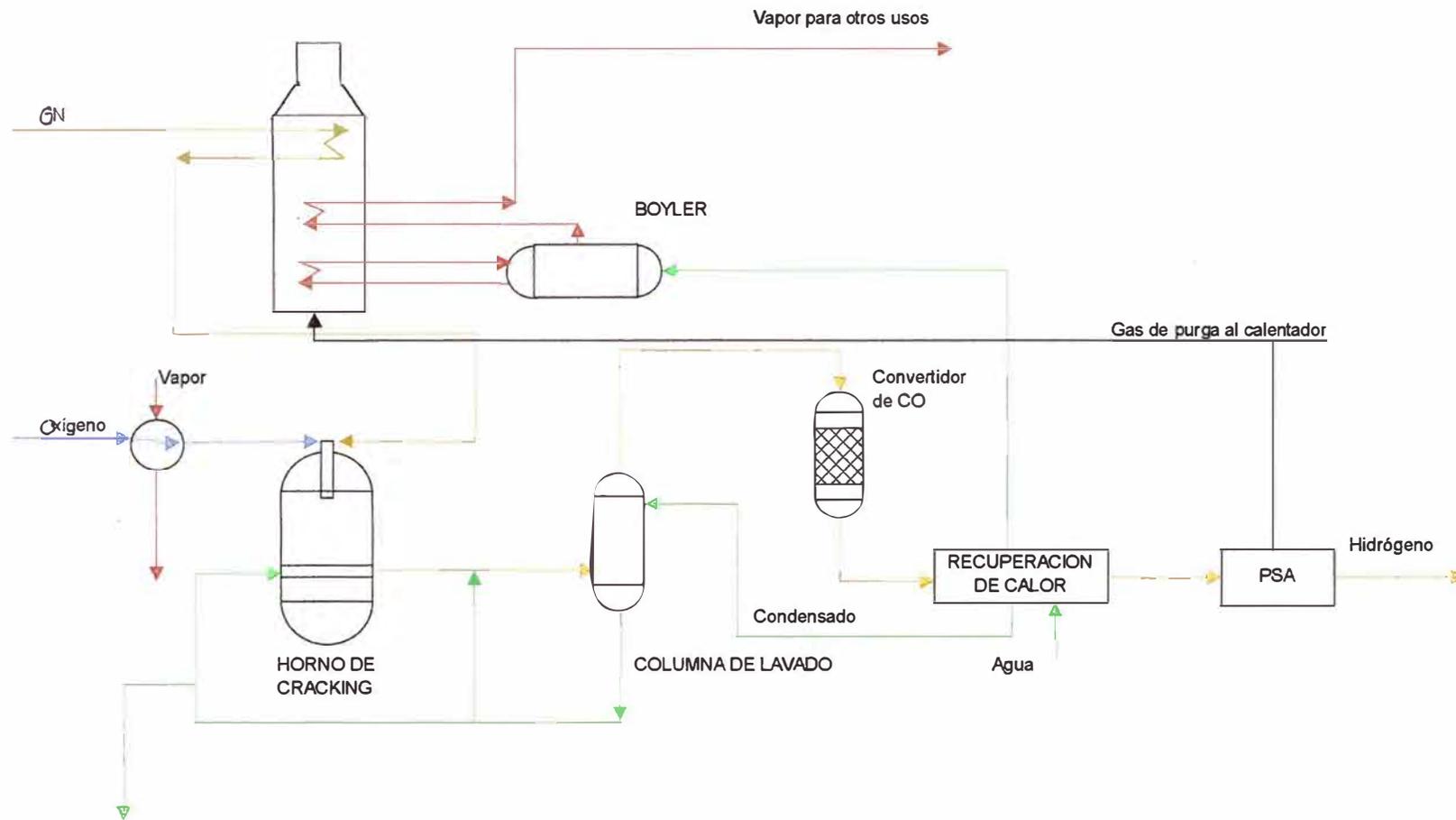
## ANEXO V - A

### PRODUCCION DE HIDROGENO POR REFORMADO AL VAPOR



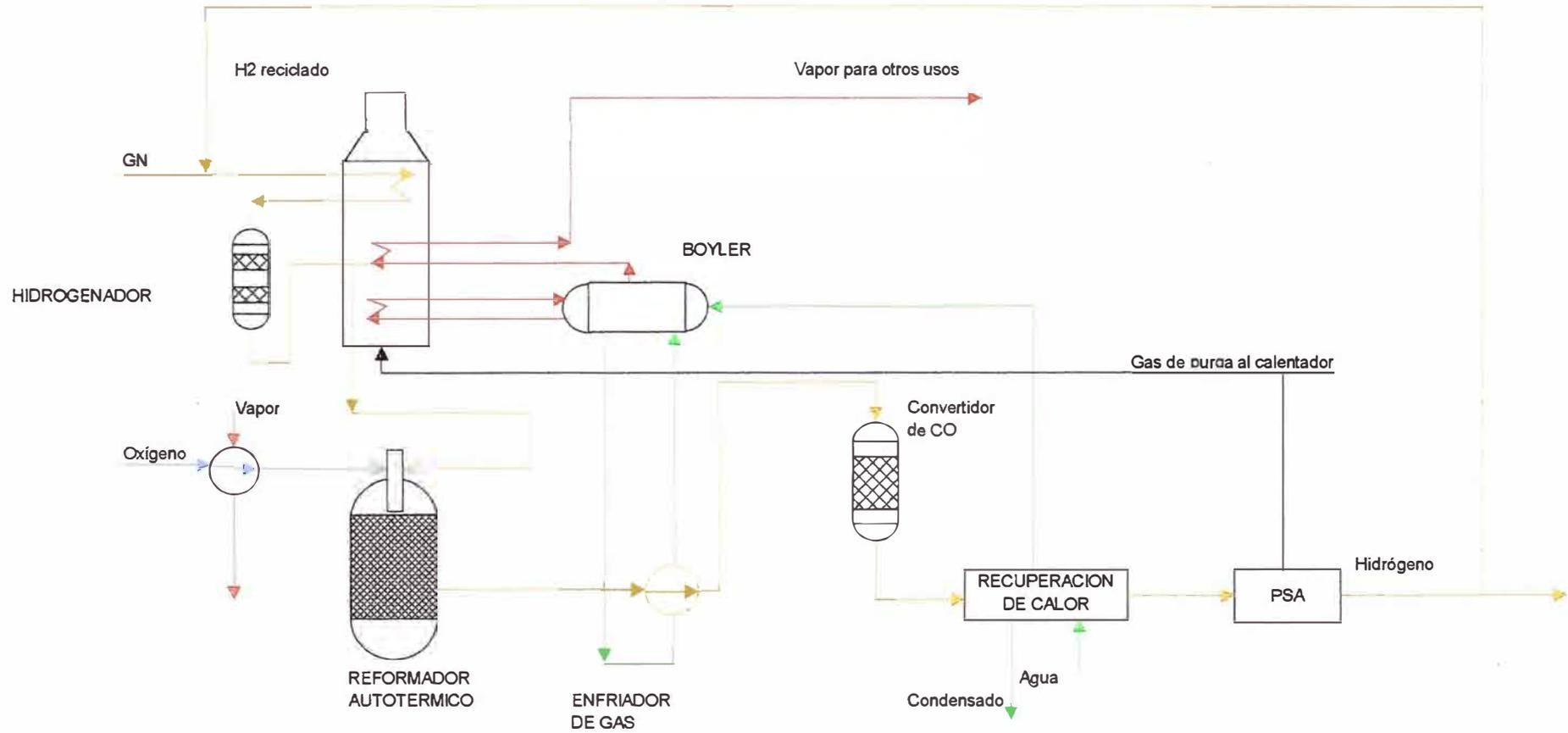
# ANEXO V - B

## PRODUCCION DE HIDROGENO POR OXIDACION PARCIAL



# ANEXO V - C

## PRODUCCION DE HIDROGENO POR REFORMADO AUTOTERMICO



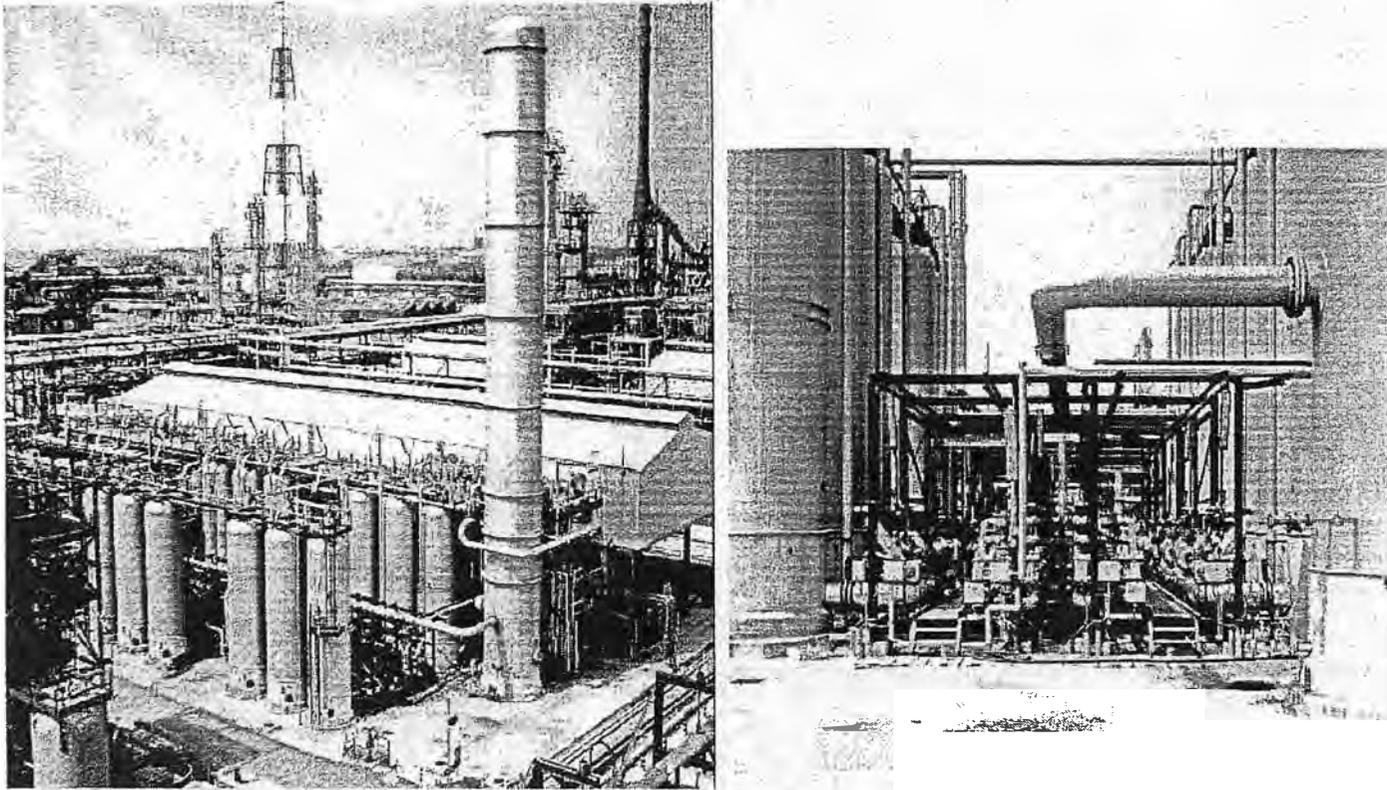
# **ANEXO VI**

## **SISTEMA PSA LINDE**

## SISTEMA PSA LINDE

Pressure Swing Adsorption (PSA)  
Large capacity PSA units (12 bed system)

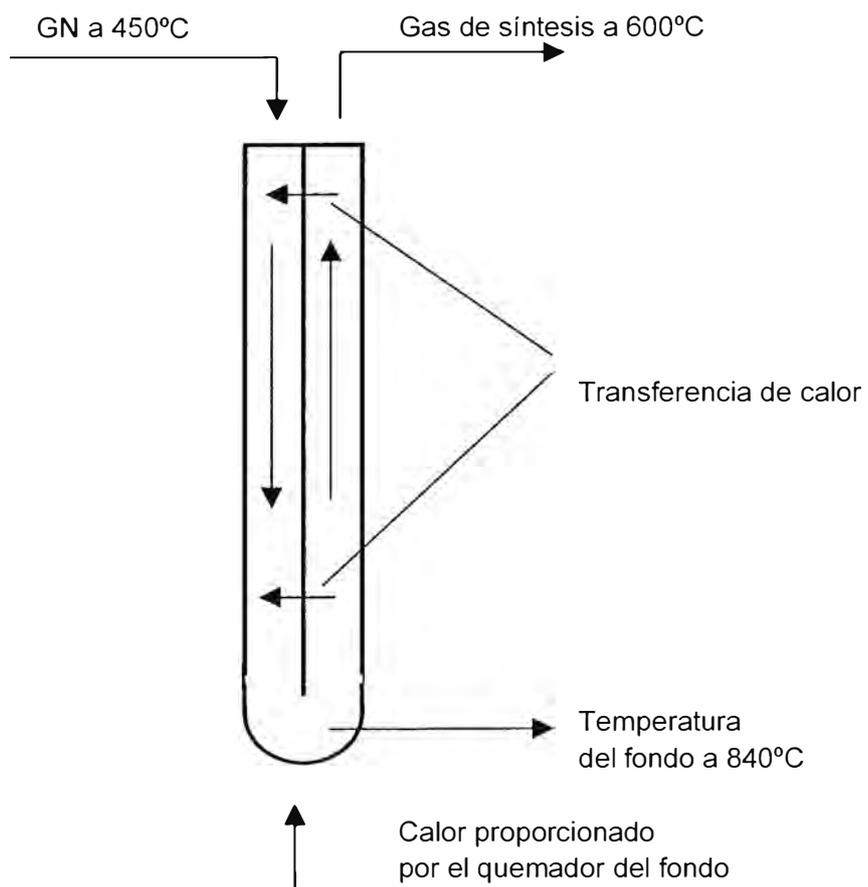
*Linde*



# **ANEXO VII**

## **TUBO DEL REFORMADOR DE HALDOR TOPSOE**

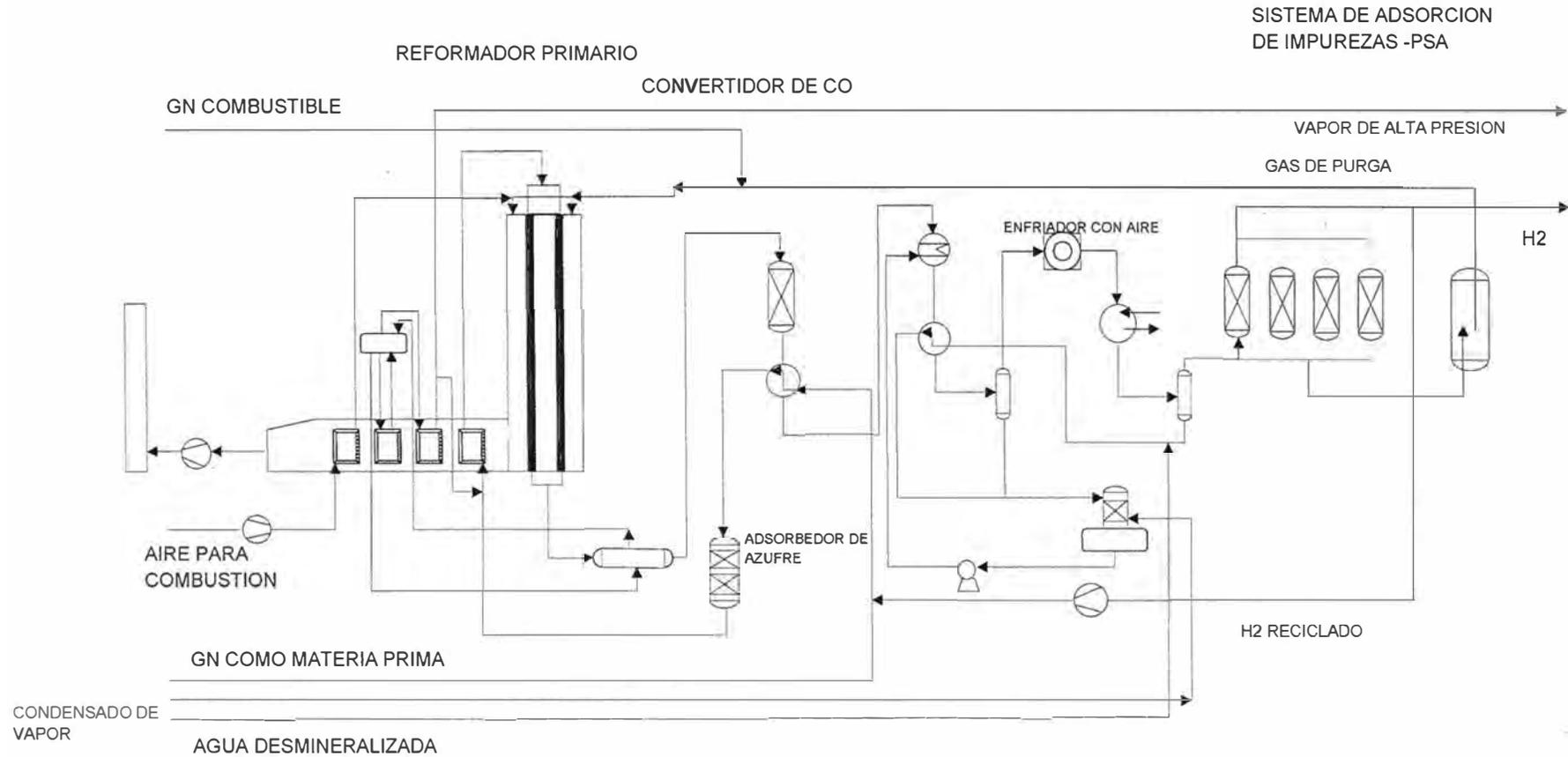
## BAYONET TUBE (TUBO EN U)



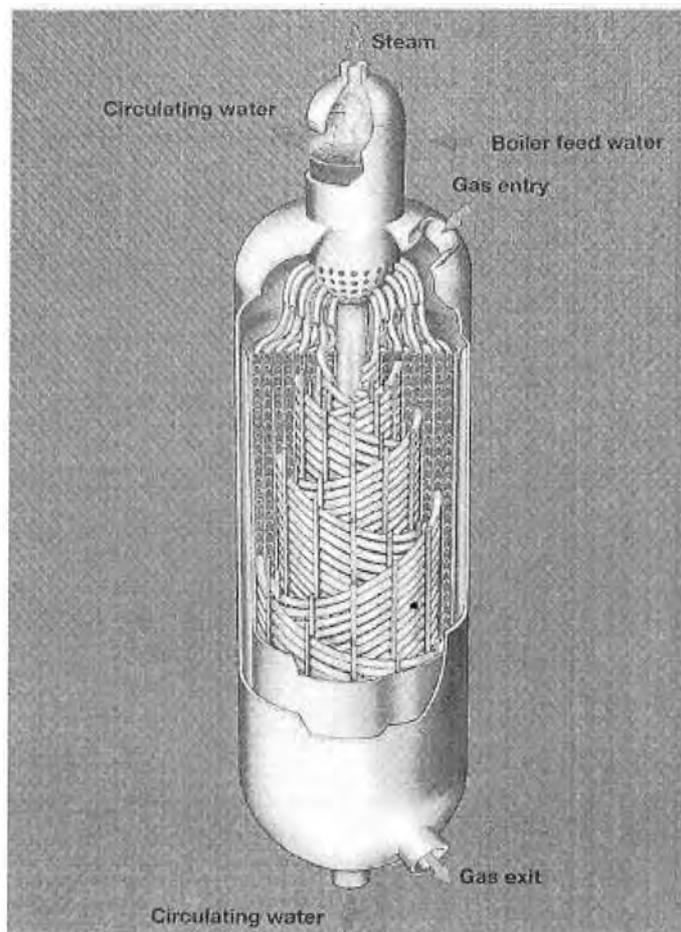
# **ANEXO VIII**

## **DIAGRAMAS DE TECNOLOGIA LINDE**

# PRODUCCION DE HIDROGENO POR REFORMADO AL VAPOR - TECNOLOGIA LINDE



## REACTOR ISOTERMICO DE CONVERSION DE CO - LINDE



## CATALIZADOR DEL REACTOR



# **ANEXO IX**

## **DOCUMENTACION ENVIADA POR HALDOR TOPSOE**

# HALDOR TOPSØE A/S

Nymøllevej 55, DK-2800 Lyngby, Denmark - Telephone +45 45 27 20 00  
Fax +45 45 27 29 99 - Fax operator direct telephone +45 45 27 22 75



**Fax**

11719

**Date** : October 29, 2001      **Message No.:**

**To** : Industrial Cachimayo S.A  
Cuzco, Peru

**Attention** : **Mr. Cahuata**

**Telefax No.** : 00 51 (084) 222152

**From** : Allan Juel Pedersen (Direct ☎ +45 45 27 20 62, @: ajp@topsoc.dk)

**Our ref.** : 56101-177/AJP (please quote)

**No. of pages** : 1 including this front page

**cc** : FEJ, MDF, EH, MCA, BRA, AJP, Post

**Subject** : **Industrial Cachimayo S.A. Cachimayo Ammonium Nitrate Plant  
Budget proposal for hydrogen booster compressor.**

9  
(7)

Dear Mr Cahuata,

Reference is made to our budget proposal for a 10,000Nm<sup>3</sup>/h Topsøe HTCR hydrogen plant dated 18 October, 2001. The hydrogen plant offered to you will deliver hydrogen at a pressure of 20 bar(g), and it will be necessary to install a hydrogen booster compressor in order to raise the pressure to the requested 30 bar. The budget FOB price of one hydrogen booster compression unit is: **EUR 315,000.00**. The power consumption of such a compression unit is 350kw and the amount of cooling water(10°ΔT) is 18m<sup>3</sup>/h.

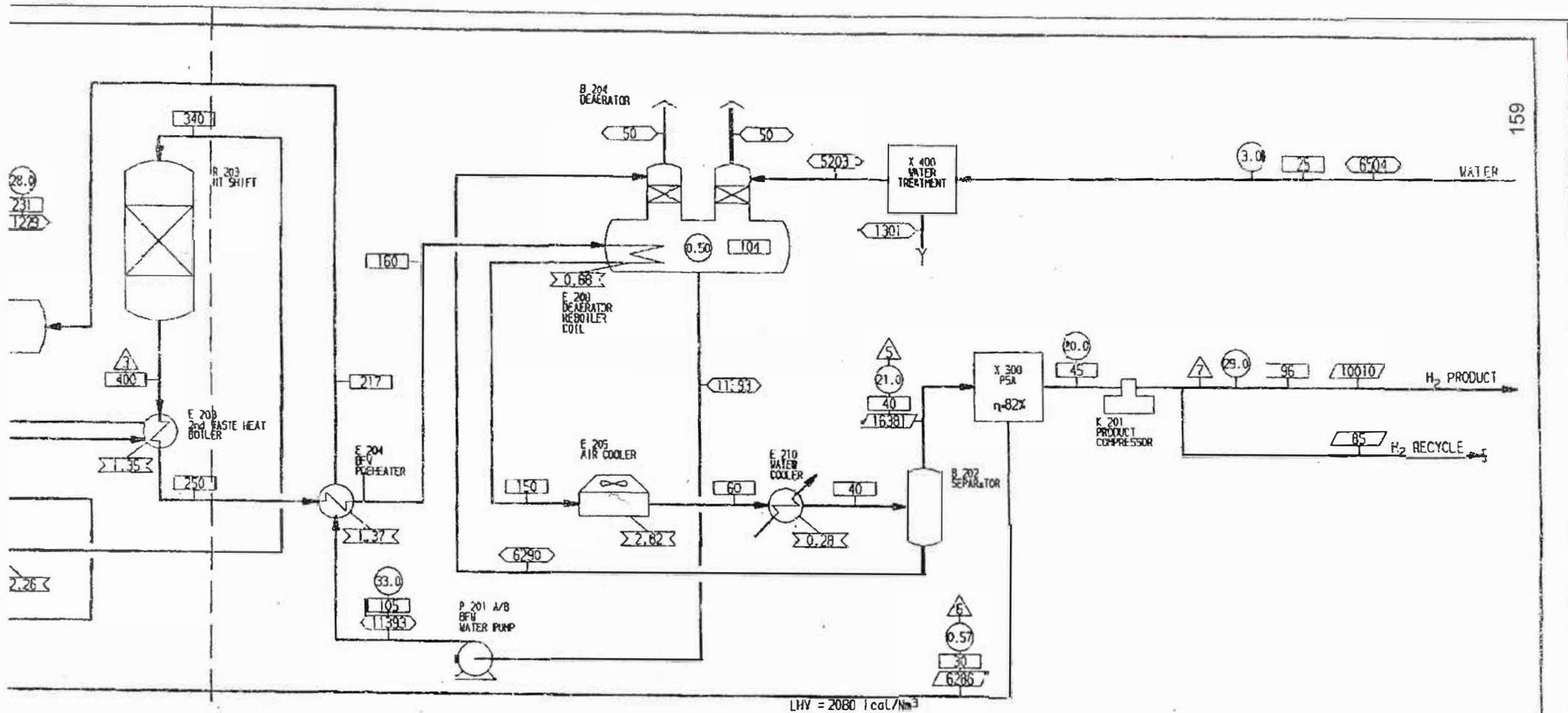
Best Regards

Haldor Topsøe A/S

Allan Juel Pedersen

Area Sales Manager

Equipment Division



REFERENTIAL PRESSURE = 0.665 bar

- POSITION
- PRESSURE (bar)
- TEMPERATURE °C
- FLOW Nm<sup>3</sup>/h (at 750 mddg)
- FLOW kg/h
- DUTY kcal/h

CALC. NO. 835274

REV.	DESCRIPTION	DATE	EDM	CHK	APP.

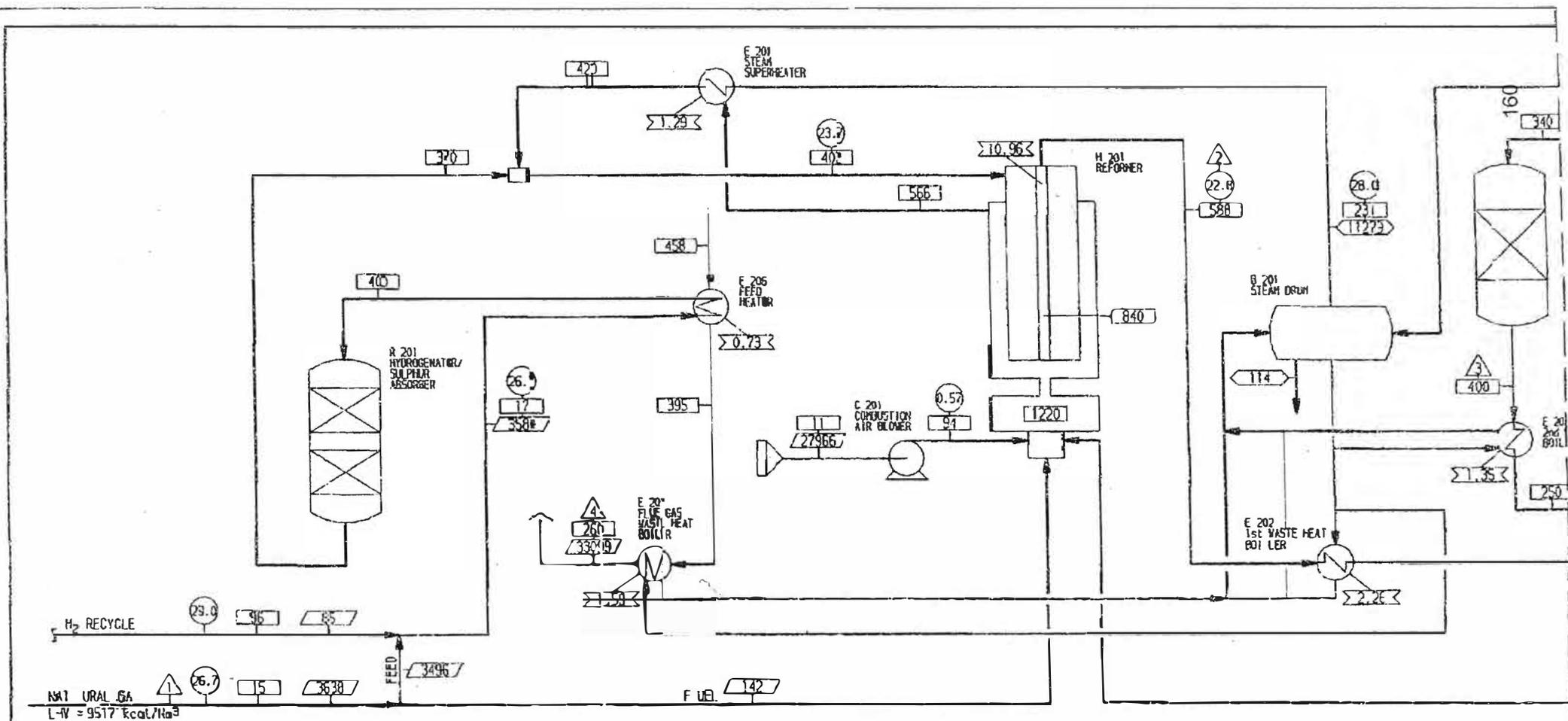
THIS DOCUMENT CONTAINS TRADE SECRET AND PROPRIETARY INFORMATION, THE PROPERTY OF HALOOR TOPSRE A/S. IT IS ISSUED ON THE CONDITION THAT IT IS RECEIVED AND HELD IN CONFIDENCE. NEITHER IT NOR THE INFORMATION HEREIN SHALL BE REPRODUCED, SOLD, LOANED, DISCLOSED OR USED FOR ANY PURPOSE OTHER THAN THAT FOR WHICH IT HAS BEEN ISSUED WITHOUT WRITTEN AUTHORITY OF HALOOR TOPSRE A/S.

**HALOOR TOPSRE A/S**  
CUSTOMER SERVICE

INDUSTRIAL CACHIMAYO SA  
10000 Nm<sup>3</sup>/h H<sub>2</sub> PLANT  
CUZCO, PERU

Prof = 0.656 ata = 0.665 bar

DATE	Drawn	Checked	APPROV.
18-OCT-2001	BRUNO/CJ		
ISSUED FOR PROPOSAL			
1240411		41	
REV. NO.			
SE101-177		PFD	
SHEET NO.			
1240412			



POS.	1		2		3		4		5		6		7	
COMP.	Nm <sup>3</sup> /h	MOL %												
O <sub>2</sub>			10859	72.90	12300	75.29	2778	9.60	1229	75.34	2214	35.54	1000	99.90
H <sub>2</sub>			21	0.14	21	0.13	21725	75.07	21	0.13	11	0.18	10	0.10
N <sub>2</sub>	22	0.60	1840	12.35	399	2.44	399	2.44	399	2.44	339	6.40		
CO			1456	9.77	2697	17.73	4177	14.43	288	17.68	2836	46.32		
CO <sub>2</sub>	7	0.20					262	0.90						2 ppm
Ar														
CH <sub>4</sub>	3143	86.40	721	4.84	721	4.41			720	4.41	720	11.56		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	466	12.80												
H <sub>2</sub> O			9295		7054		4157		57		56			
Σ DRY	3638	100.00	14897	100.00	16338	100.00	28942	100.00	16324	100.00	6290	100.00	10010	100.00
TOTAL	3638		24192		24192		33099		16381		6236		10010	
Mole Weight		18.34		13.11		13.11		29.20		10.75		24.74		2.04

BASIC FORS NO.1-1299E REV.0



Client & Location	Feedstock	Capacity, Nm <sup>3</sup> /h of H <sub>2</sub>	Purification System	Application	Start-up
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Tokyo Gas Engineering Co. Ltd./ Tokyo Gas Chemical Co. Ltd./ Undisclosed client, Japan	Natural gas <sup>3</sup>	2 x 400	n. a.	-	1997
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Asahi Glass Co. Ltd., Chiba, Japan	Natural gas <sup>3</sup>	560 <sup>1</sup>	PSA	Optical plastics	1997
AROE, Dorsten, Germany	Natural gas	210 <sup>1</sup>	n. a.	MCFC fuel cell	1998
Air Liquide, Teijin, Singapore	Naphtha <sup>3</sup>	3,800 <sup>1</sup>	Cold-box	Chemicals	1999
Air Liquide, Bayer, Rayong, Thailand	Naphtha <sup>3</sup>	2,800 <sup>2</sup>	Cold-box	Chemicals	1999
Howaldtswerke-Deutsche Werft AG, Kiel, Germany	Methanol	140	Membrane	PEM fuel cell	1999
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Nippon Oil Co. Ltd. Nagata, Japan	Naphtha <sup>3</sup>	700	PSA	Refinery	1999
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Nikko Consulting Engineering Co., Ltd./ Japan Energy Co., Akita, Japan	LPG <sup>3</sup>	150	PSA	Refinery	2000
Lurgi Oel-Gas-Chemie/ Jedlicze Oil Refinery, Jedlicze, Poland	Natural gas <sup>3</sup>	1,000	PSA	Refinery	Expected 2001
System SSB, Kirovograd, Ukraine	Methanol	300	PSA	Edible oil hydrogenation	Expected 2001
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Undisclosed client Japan	Natural gas <sup>3</sup>	2 x 400			Expected 2001
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Undisclosed client Japan	Natural gas <sup>3</sup>	600			Expected 2001
Chiyoda Kosho Co. Ltd./ Undisclosed client Taiwan	Methanol	400	PSA		Expected 2001
LG Engineering & Construction Corp./ Undisclosed client Iran	Natural gas <sup>3</sup>	2700	PSA	Chemicals	Expected 2002

- 1 Capacity as H<sub>2</sub> + CO
- 2 Heat Exchange Reforming (HER)
- 3 Haldor Topsøe Convection Reforming (HTCR)



## Package Hydrogen Plant References

Client & Location	Feedstock	Capacity, Nm <sup>3</sup> /h of H <sub>2</sub>	Purification System	Application	Start-up
Haldor Topsøe A/S, Denmark	Methanol	200	CO <sub>2</sub> -wash + catalytic	Chemicals	1984
SQXAL Pte. Ltd., Singapore	Methanol	500	PSA	Electronics	1986
EPRI/Haldor Topsøe A/S, USA		1,000 <sup>1</sup>			1986
Samsung Petrochemical Co. Ltd., Republic of Korea	Methanol	200	PSA	Chemicals	1987
Unilever Group, Malaysia	Methanol	200	CO <sub>2</sub> -wash + catalytic	Edible oil hydrogenation	1987
Ueno Fine Chemicals, Thailand	Methanol	200	PSA	Food additives	1988
Nippon Oil Company, Japan	Kerosene <sup>2</sup>	200 <sup>1</sup>	n. a.	PAFC fuel cell	1989
Tuntex Petrochemical Inc., Taiwan, Republic of China	Methanol	370	PSA	Undisclosed	1991
Islikawajima-Hatima Heavy Industries Co. Ltd., Japan	Natural gas <sup>2</sup>	100 <sup>1</sup>	n. a.	MCFC fuel cell	1991
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd. for Fuji Electric/CRIEPI, Japan	Natural gas <sup>2</sup>	150 <sup>1</sup>	n. a.	MCFC fuel cell	1992
Haldor Topsøe A/S, USA	Natural gas <sup>3</sup>	840 <sup>1</sup>	n. a.	Pilot plant	1992
Ansaldo, Italy	Natural gas <sup>2</sup>	920 <sup>1</sup>	n. a.	PAFC fuel cell	1993
PAFC Technical Research Association, Japan	Natural gas <sup>2</sup>	3,700 <sup>1</sup>	n. a.	PAFC fuel cell	1994
Petroleum Energy Center, Japan	Kerosene <sup>3</sup>	200 <sup>1</sup>	n. a.	PAFC fuel cell	1995
BCN/Stork Alpha Engineering B.V., The Netherlands	Natural gas <sup>3</sup>	45 <sup>1</sup>	n. a.	MCFC fuel cell	1995
Industrias Paeocha S.A., Peru	Methanol	600	PSA	Edible oil hydrogenation	1995
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Tokyo Gas Engineering Co. Ltd./ Tokyo Gas Chemicals Co. Ltd./ Nihon Kinzoku Co. Ltd., Tokyo, Japan	Natural gas <sup>3</sup>	2 x 130	PSA	Chemicals	1996
Mitsubishi Kakoki Kaisha Ltd./ Tokyo Gas Engineering Co. Ltd./ Tokyo Gas Chemicals Co. Ltd./ Undisclosed client, Japan	Town gas <sup>3</sup>	400	PSA	Glass	1997
Air Liquide, Felix, Belgium	Natural gas <sup>3</sup>	2 x 5,000	PSA	Chemicals	1997



18th October 2001  
56101-177 AJP

- 11 -

Enclosure:

- Brochure: "Topsøe HTCR Compact Hydrogen Units"
- Reference list
- Preliminary flow sheet No. 1240412 REV.0.



Start/stop (duration 30 minutes): 400 Nm<sup>3</sup>/h

G. Electric Power

Total Average Operating\*): 960 kW

\*) Excluding power for hydrogen booster compressor and lighting and heat tracing

H. Cooling Water (10°C increase): 28 m<sup>3</sup>/h

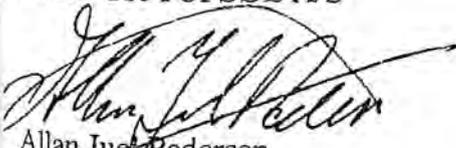
**8 Product Gas**

The plant as proposed will deliver 10000 Nm<sup>3</sup>/h Hydrogen product with the expected composition:

Hydrogen	:	> 99.99	Mol %
CO+CO <sub>2</sub>	:	< 10	ppm Vol.
Nitrogen	:	Balance	
Dew point	:	-60	°C
Pressure	:	20	bar g
Temperature	:	45	°C

This budget proposal is subject to negotiation of a mutually acceptable agreement.

HALDOR TOPSØE A/S



Allan Juul Pedersen  
Equipment Division



## 6 Exclusions from the Haldor Topsoe A/S Supply

- Mechanical and electrical erection works.
- Foundations and anchor bolts.
- Piping and wiring on site.
- Natural gas compressors, if necessary.
- Water treatment unit, if necessary.
- Hydrogen booster compressor.
- Spare parts.
- Power cabling on site.
- Fire fighting equipment.
- Leak pressure test after site erection.
- Outside lighting.
- Analytical and measuring equipment to check the quality of the feed stocks and of the product hydrogen.
- Laboratory analyses during start-up and test-run.
- General approval by local authorities.
- Removal of effluents, e.g. Steam drum blow down.
- Concrete works and piping below ground level.
- Hydrogen storage facility.
- Flare system.

## 7 Consumption Figures

The expected consumption figures for producing 10000 Nm<sup>3</sup>/h of hydrogen, are as follows:

A.	Natural gas for feed, (LHV: 9517 kcal/Nm <sup>3</sup> ):	3496	Nm <sup>3</sup> /h
B.	Natural gas for fuel Gas, (LHV 9517 kcal/Nm <sup>3</sup> ):	142	Nm <sup>3</sup> /h
C.	Demineralised Water (conductivity < 0.2 µS/cm):	5203	kg/h
D.	Instrument air (Oil free, dry, and clean):	50	Nm <sup>3</sup> /h
E.	Nitrogen (O <sub>2</sub> < 10 ppm)		
	Normal operation:	0	Nm <sup>3</sup> /h
	Start/stop (duration 3 hrs):	1000	Nm <sup>3</sup> /h
F.	Recycle hydrogen		
	Normal operation:	85	Nm <sup>3</sup> /h



## 5 Battery Limits

The battery limit will be equal to the outline of the skids, containing all equipment. All process and utility piping are to be connected in the battery limit.

Interconnecting piping between skids, are to be delivered loose for transportation reasons, but will be prefabricated to the maximum extent.

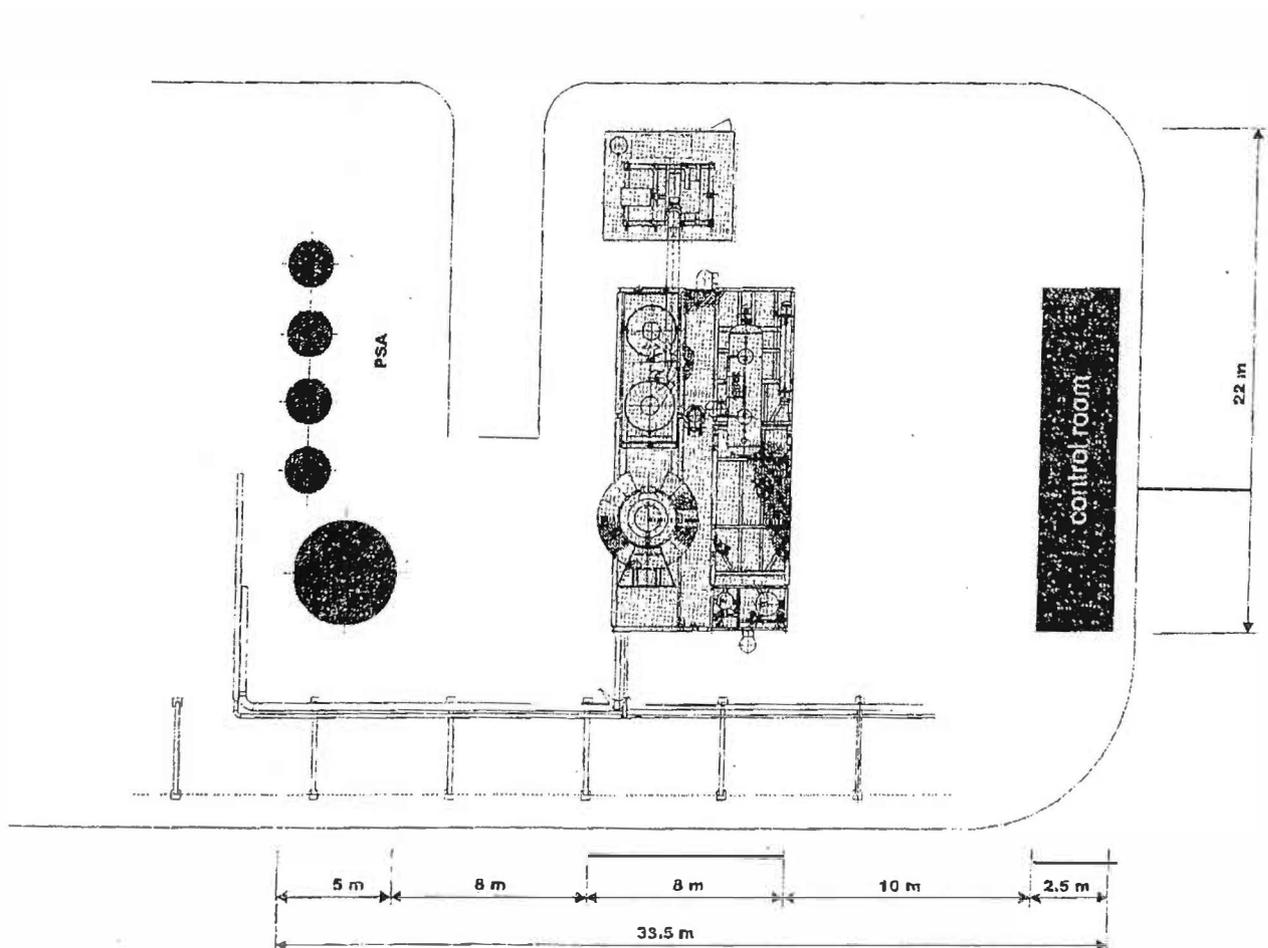
The following lines are crossing the battery limit:

Inlet lines:

- Natural gas
- Demin Water
- Instrument Air
- Nitrogen
- Electrical power

Outlet lines:

- Hydrogen
- Flare
- Blow down





#### 4 Documentation

- Process and detailed engineering for the construction of the plant are carried out. Specifications and documentation for the proper erection, operation and maintenance of the plant will be supplied in triplicate in English language as follows:
- Process flow sheet showing nominal pressures, temperatures, compositions and duties.
- Piping and instrumentation diagrams.
- Equipment drawings.
- Instrumentation data sheets (transmitters, valves and local instruments).
- Material and equipment certificates and fabrication records.
- General arrangement and foundation lay-out enabling others to make detailed civil design.
- Operating manual.
- Sub-suppliers' instruction manuals.
- List of recommended spare parts.
- Three sets of installation, operation, maintenance and spare parts manual.

### 3.3 Spare Parts

It is recommended to budget with about 3 % of the budget offer price for spare parts for 2 Years of Operation.

### 3.4 Terms of Payment

The price is based on our normal terms of payment, which are:

- 30% At order. Remaining payments to be covered by confirmed irrevocable L/C
- 30% 6 months after order.
- 30% Against shipping documents.
- 10% After commissioning, however, no later than 20 months after order, should the plant not be put into operation before that date for reasons not attributable to Haldor Topsøe A/S.

### 3.5 Time of Delivery

The plant will be ready for shipment 12 months after written order and clearance of all technical details.

The time foreseen for site installation and commissioning is 16 weeks.

### Validity

The present budget proposal is valid until 31st December, 2001.



### **2.3 Engineering**

Engineering as described in point 4 **Documentation** herein.

### **2.4 Supervision and Staff Training.**

Haldor Topsøe A/S offers to supply a supervisor for the following services:

- Supervision of erection.
- Supervision of catalyst loading and reduction.
- Pre-commissioning check-out.
- Supervision of start-up.
- Performance test.
- Training of operators.

which have an estimated duration of 25 man-weeks. With respect to rates see section 3.2.

## **3 Budget Price**

For the equipment and engineering as described in section 2.1 and 2.3, our budget price is:

**9,000,000.00**

**(Euro nine million)**

This budget price is to be understood as a FOB (Incoterms 2000) North European port, pre-tested and ready for erection at site on CLIENT's foundations. The price does not include taxes and duties in Peru.

### **3.1 Optional Equipment**

To be quoted later.

### **3.2 Supervision Services**

For supervision of erection and commissioning, as described under section 2.4 our per diem rate 189€ 950.00 plus expenses (travel, hotel, meals), valid in year 2002.



## 2 Scope of Supply

### 2.1 Equipment

- HTCR Reformer, incl. burner system.
- Heat exchangers for recovery of waste heat, and production of process steam.
- Pumps process water.
- Hydrogen purification step (4-bed PSA unit).
- Full operating charges of catalyst and adsorbents.
- Control room container holding an operator station including supervisor software. Furthermore electrical panels for power distribution, MCCs, and control system.
- Separate PLCs for plant operation and emergency shut down. PLC system prepared for communication to remote control by modem.
- Complete field instrumentation incl. Wiring between container and equipment (wiring supplied with extra 10 meters, to be connected to control room on site by client)
- Insulation and tracing where necessary.
- Electrical motors for rotating equipment.
- Ladders and platforms for plant operation.
- The equipment will be skid mounted and pre-assembled to the maximum extent. For transport reasons, some pre-fabricated interconnecting piping will be delivered loose.

### 2.2 Optional Equipment

The following equipment can be quoted on request

- Natural gas compressors.
- Water treatment unit for production of demineralized process water.
- Hydrogen booster compressor.



## 1 Introduction

### 1.1 Topsøe and Hydrogen Production

For several decades Haldor Topsøe A/S has been active in the field of hydrogen production providing a variety of process options, catalysts and equipment design to the industry.

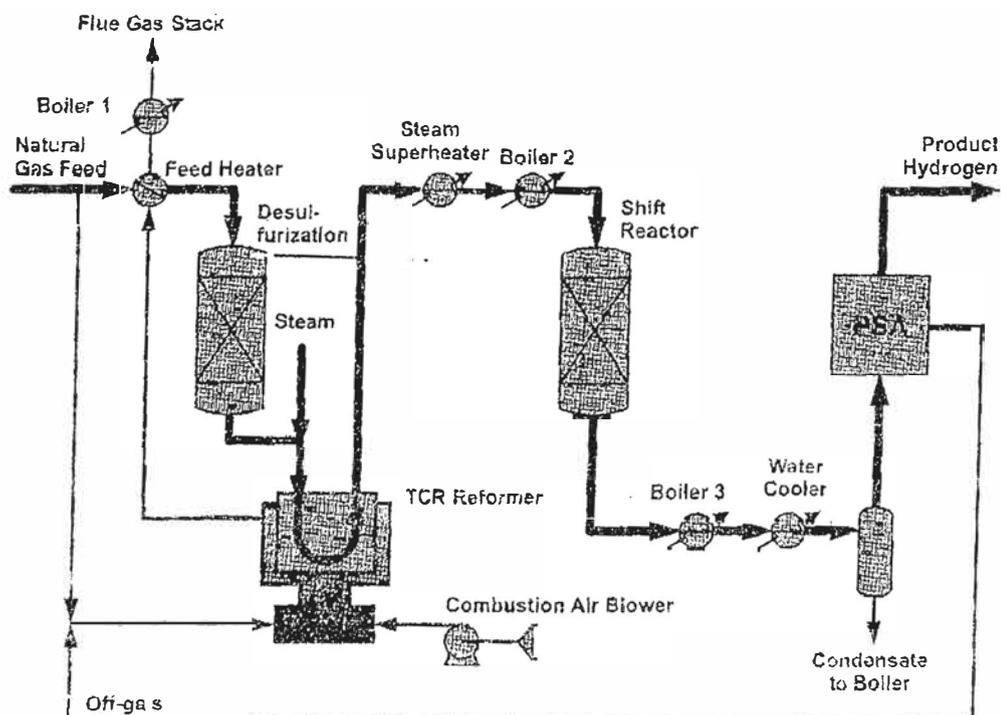
Haldor Topsøe A/S has introduced a new concept for hydrogen production based on the Haldor Topsøe Convection Reformer (HTCR) which is a high-efficiency, compact heat exchange reformer

In the conventional fired tubular reformer the heat is transferred mainly by radiation. Only around 50% of the fired duty is utilised in the process. The effluent gases leave the reformer at high temperatures, typically 1000°C for the flue gas and 800 - 900°C for the reformed process gas. The sensible heat of the gases is utilised for pre-heating and for export steam.

In the HTCR the heat is transferred mainly by convection. This enables us to utilise up to 80% of the duty fired in the reformer in the process. By this technology the temperature of the effluent gases are reduced to less than 600°C. The improved utilisation of the heat input provides a design with low consumption figures and without steam export.

Topsøe has developed the HTCR based on the experience with large hydrogen plant reformers and heat exchange reformers for fuel cell plants. The result is an efficient, safe, and reliable concept. Various plants are now in operation, and under construction world-wide.

Topsøe hereby submit this budget proposal which covers the design and fabrication of one 10000 Nm<sup>3</sup>/h HTCR Hydrogen Plant employing natural gas for feed and fuel gas. The scope includes a hydrogen purification step consisting of a Pressure Swing Adsorption (PSA) unit.





# Budget Proposal

<b>1 Introduction</b> .....	3
<b>1.1 Topsøe and Hydrogen Production</b> .....	3
<b>2 Scope of Supply</b> .....	4
<b>2.1 Equipment</b> .....	4
<b>2.2 Optional Equipment</b> .....	4
<b>2.3 Engineering</b> .....	4
<b>2.4 Supervision and Staff Training</b> .....	5
<b>3 Budget Price</b> .....	5
<b>3.1 Optional Equipment</b> .....	5
<b>3.2 Supervision Services</b> .....	5
<b>3.3 Spare Parts</b> .....	5
<b>3.4 Terms of Payment</b> .....	6
<b>3.5 Time of Delivery</b> .....	6
<b>3.6 Validity</b> .....	6
<b>4 Documentation</b> .....	7
<b>5 Battery Limits</b> .....	8
<b>6 Exclusions from the Haldor Topsøe A/S Supply</b> .....	9
<b>7 Consumption figures</b> .....	9
<b>8 Product Gas</b> .....	10



## **Budget Proposal**

**10000 Nm<sup>3</sup>/h Hydrogen Unit**

**for**

**Cachimayo Ammonium Nitrate Plant  
Cachimayo S.A, Cuzco, Peru**

# HALDOR TOPSØE A/S

Nymøllevej 55, DK-2800 Lyngby, Denmark - Telephone +45 45 27 20 00  
Fax +45 45 27 29 99 - Fax operator direct telephone +45 45 27 22 75



**Fax**

Date October 18, 2001 Message No.: 11382

To Industrial Cachimayo S.A  
Cuzco, Peru

Attention **Mr. Cahuata**

Telefax No. 00 51 (084) 222152 ..

From Allan Juel Pedersen (Direct ☎ +45 45 27 20 62, @: ajp@topsoe.dk)  
Our ref. 56101-177/AJP (please quote)

No. of pages 16 including this front page  
cc FEJ, MDF, EH, MCA, BRA, AJP, Fosli (7)

---

**Subject Industrial Cachimayo S.A. Cachimayo Ammonium Nitrate Plant  
Budget proposal for hydrogen generation unit: 10,000 Nm<sup>3</sup>/h.**

Dear Mr Cahuata,

Reference is made to your fax dated 30 September 2001. We understand that you are evaluating to replace your existing electrolyser unit with a hydrogen plant based on reforming of natural gas. We are pleased to provide you with a budget proposal for a 10000 Nm<sup>3</sup>/h Topsøe HTCR hydrogen plant. We are also forwarding the original budget proposal to you by DHL. We trust that our budget proposal will give you the required preliminary information you have inquired for about our reforming technology.

Best Regards

Haldor Topsøe A/S

Allan Juel Pedersen  
Area Sales Manager  
Equipment Division

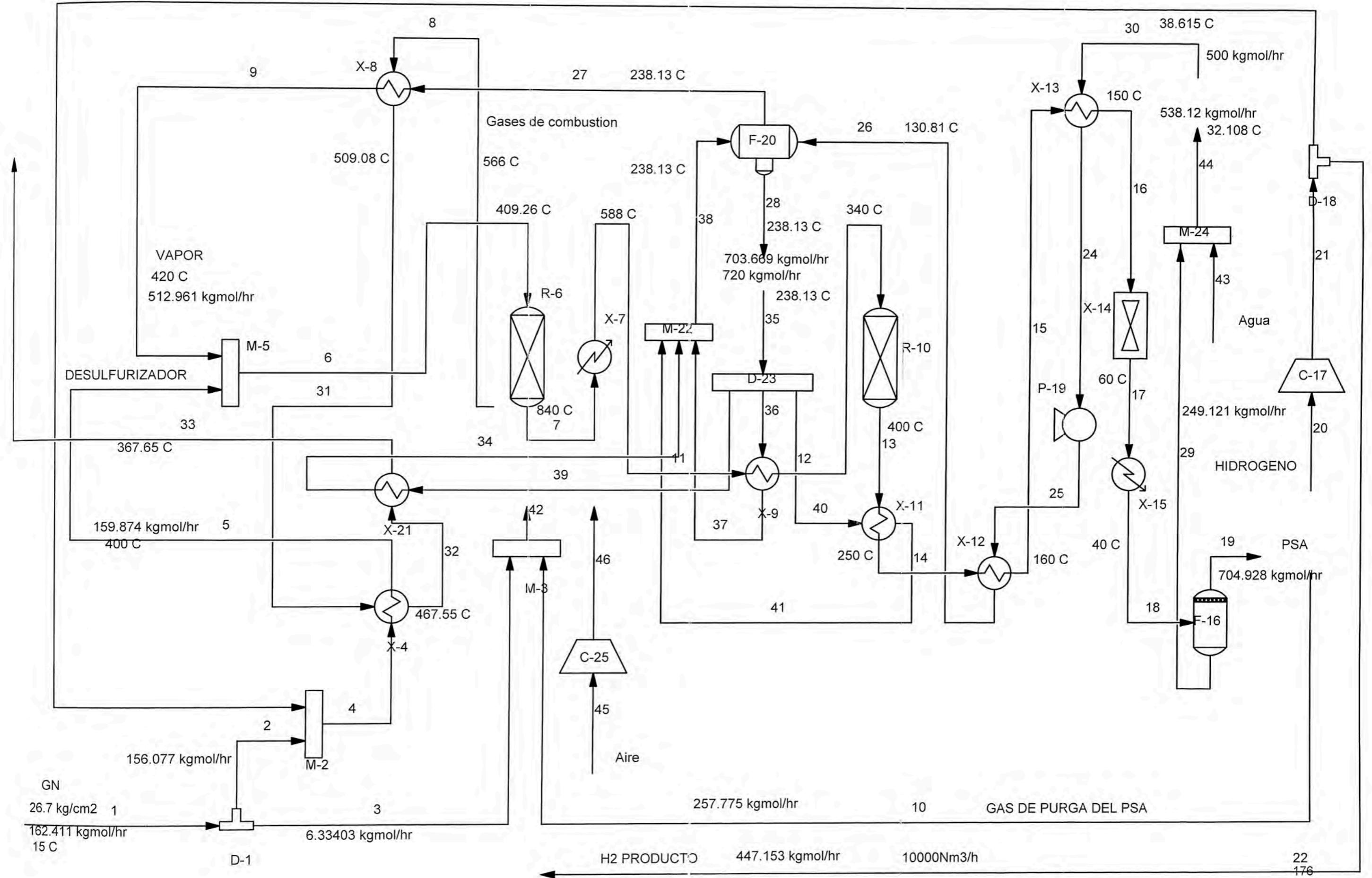
# **ANEXO X**

## **BALANCE DE MATERIA Y DE CALOR**

# PLANTA DE HIDROGENO-DISEÑO HALDOR TOPSOE PARA 10000Nm3/h

23

RECIRCULACION DE H2



**STREAM SUMMARY**

Stream Number		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Stream Name		Strm 1	Strm 2	Strm 3	Strm 4	Strm 5	Strm 6	Strm 7	Strm 8	Strm 9	Strm 10	Strm 11	Strm 12
Thermo Method Option		GLOBAL	CHANGED	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL							
Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperature	C	15	15	15	15.787	400	409.26	840	566	420	30	588	340
Pressure	kg/cm2	26.7	26.7	26.7	26.7	26.7	26.7	24.7	0.8	33	0.57	24.7	24.3
Enthalpy	kcal/hr	-1431	-1375.2	-55.809	855.34	748390	2451600	6619300	9673900	1703200	61407	4470500	2471700
Vapor Cp	kcal/kgmo/C	10.022	10.022	10.022	9.9243	14.936	10.711	9.2241	8.316	9.8377	8.1328	8.6724	8.2505
Vapor Cv	kcal/kgmo/C	7.2655	7.2655	7.2655	7.213	12.877	8.5031	7.2216	6.3286	7.3555	6.1371	6.6557	6.1942
Liquid Cp	kcal/kgmo/C												
Vapor Density	kg/m3	21.582	21.582	21.582	20.963	8.3742	8.5096	3.3122	0.34539	10.527	0.57884	4.2847	5.9425
Liquid Density	kg/m3												
Liquid Specific Gravity	60F@STP												
Vapor Viscosity	cP	0.01137	0.01137	0.01137	0.011425	0.021287	0.020284	0.029643	0.03962	0.025244	0.014647	0.023947	0.018635
Liquid Viscosity	cP												
Vapor Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C	0.029768	0.029768	0.029768	0.03082	0.086633	0.074903	0.20395	0.053366	0.058871	0.039043	0.14346	0.1057
Liquid Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C												
Vapor Flowrate	m3v(NTP)/hr	3639.7	3497.8	141.95	3582.9	3582.9	15079	21381	49366	11496	5776.9	21381	21381
Liquid Flowrate	m3l(NTP)/hr												
Free Water Flowrate	m3l(NTP)/hr												
Total Molecular Weight		18.345	18.345	18.345	17.957	17.957	18.001	12.695	30.729	18.015	26.082	12.695	12.695
Total Flowrate	kgmol/hr	162.41	156.08	6.334	159.87	159.87	672.83	954.05	2202.8	512.96	257.77	954.05	954.05
Total Flowrate	kg/hr	2979.4	2863.2	116.2	2870.8	2870.8	12112	12112	67688	9241.2	6723.3	12112	12112
Note: All Liquid Phase calculations exclude Free Water													
Total Flowrate By Component:													
HYDROGEN	kgmol/hr	0	0	0	3.797	3.797	3.797	455.64	0	0	73.757	455.64	455.64
METHANE	kgmol/hr	140.32	134.85	5.4726	134.85	134.85	134.85	38.413	0	0	38.412	38.413	38.413
ETHANE	kgmol/hr	17.216	16.544	0.67141	16.544	16.544	16.544	0	0	0	0	0	0
PROPANE	kgmol/hr	2.9234	2.8094	0.11401	2.8094	2.8094	2.8094	0	0	0	0	0	0
I-BUTANE	kgmol/hr	0.16241	0.15608	0.006334	0.15608	0.15608	0.15608	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	kgmol/hr	0.16241	0.15608	0.006334	0.15608	0.15608	0.15608	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	kgmol/hr	0.32482	0.31215	0.012668	0.31215	0.31215	0.31215	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	kgmol/hr	0.97447	0.93646	0.038004	0.93646	0.93646	0.93646	0.93646	1668.6	0	0.93659	0.93646	0.93646
CO2	kgmol/hr	0.32482	0.31215	0.012668	0.31215	0.31215	0.31215	54.529	320.75	0	119.83	54.529	54.529
CO	kgmol/hr	0	0	0	0	0	0	86.391	0	0	21.114	86.391	86.391
WATER	kgmol/hr	0	0	0	0	0	512.96	318.14	0	512.96	3.7304	318.14	318.14
OXYGEN	kgmol/hr	0	0	0	0	0	0	0	213.39	0	0	0	0
Total	kgmol/hr	162.41	156.08	6.334	159.87	159.87	672.83	954.05	2202.8	512.96	257.77	954.05	954.05
Total Stream Composition:													
HYDROGEN	%	0	0	0	2.375054732	2.375054732	0.564332744	47.75850322	0	0	28.61349265	47.75850322	47.75850322
METHANE	%	86.39862077	86.39800103	86.40037891	84.3497842	84.3497842	20.04220977	4.026308894	0	0	14.90165652	4.026308894	4.026308894
ETHANE	%	10.60033249	10.59969247	10.60009473	10.34840808	10.34840808	2.458867767	0	0	0	0	0	0
PROPANE	%	1.800012315	1.799974372	1.799968424	1.757302809	1.757302809	0.417549753	0	0	0	0	0	0
I-BUTANE	%	0.1	0.1	0.1	0.097629324	0.097629324	0.023197539	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	%	0.1	0.1	0.1	0.097629324	0.097629324	0.023197539	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	%	0.2	0.199993593	0.2	0.195252393	0.195252393	0.046393591	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	%	0.600006157	0.599987186	0.6	0.585763433	0.585763433	0.13918226	0.098156281	75.74904667	0	0.363343291	0.098156281	0.098156281
CO2	%	0.2	0.199993593	0.2	0.195252393	0.195252393	0.046393591	5.715528536	14.56101326	0	46.48717849	5.715528536	5.715528536
CO	%	0	0	0	0	0	0	9.055185787	0	0	8.191023005	9.055185787	9.055185787
WATER	%	0	0	0	0	0	76.23916888	33.34626068	0	100	1.447181596	33.34626068	33.34626068
OXYGEN	%	0	0	0	0	0	0	0	9.68721627	0	0	0	0
Total	%	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

**STREAM SUMMARY**

Stream Number	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
Stream Name	Strm 13	Strm 14	Strm 15	Strm 16	Strm 17	Strm 18	Strm 19	Strm 20	Strm 21	Strm 22	Strm 23	Strm 24	Strm 25
Thermo Method Option	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL	CHANGED	CHANGED						
Vapor Fraction	1	1	1	0.99209	0.7449	0.73888	1	1	1	1	1	0	0
Temperature	400	250	160	150	60	40	40	30	83.155	83.155	83.155	54.645	52.477
Pressure	22.3	21.9	21.5	21.1	20.4	20	20	20	30	30	30	3	33
Enthalpy	2988900	1787600	1079000	934900	-2047900	-2298600	200580	96664	264910	262680	2230.5	-4887500	-4901600
Vapor Cp	8.5131	8.303	8.2515	8.2337	7.5591	7.4979	7.4979	6.9378	6.9599	6.9599	6.9599	6.9599	6.9599
Vapor Cv	6.4842	6.2377	6.1392	6.119	5.5059	5.439	5.439	4.9365	4.9588	4.9588	4.9588	4.9588	4.9588
Liquid Cp												17.984	17.955
Vapor Density	4.9532	6.2826	7.4908	7.5025	7.818	8.1128	8.1128	1.5499	1.9702	1.9702	1.9702	1.9702	1.9702
Liquid Density												985.91	988.22
Liquid Specific Gravity												1.0001	1.0001
Vapor Viscosity	0.019665	0.016409	0.014389	0.014135	0.011701	0.011198	0.011198	0.0093063	0.010672	0.010672	0.010672	0.010672	0.010672
Liquid Viscosity												0.50719	0.52571
Vapor Thermal Conductivity	0.12382	0.10146	0.087788	0.086646	0.093128	0.089462	0.089461	0.15555	0.17901	0.17901	0.17901	0.17901	0.17901
Liquid Thermal Conductivity												0.558	0.55711
Vapor Flowrate	21381	21381	21381	21212	15927	15798	15798	10106	10106	10021	85.093	9.0097	9.0097
Liquid Flowrate													
Free Water Flowrate				0.13604	4.3855	4.489							
Total Molecular Weight	12.695	12.695	12.695	12.695	12.695	12.695	10.815	2.0159	2.0159	2.0159	2.0159	18.015	18.015
Total Flowrate	954.05	954.05	954.05	954.05	954.05	954.05	704.93	450.95	450.95	447.15	3.797	500	500
Total Flowrate	12112	12112	12112	12112	12112	12112	7624	909.09	909.09	901.43	7.6545	9007.7	9007.7
Note: All Liquid Phase calculations exclude Free Water													
Total Flowrate By Component:													
HYDROGEN	520.93	520.93	520.93	520.93	520.93	520.93	520.93	450.95	450.95	447.15	3.797	0	0
METHANE	38.413	38.413	38.413	38.413	38.413	38.413	38.413	0	0	0	0	0	0
ETHANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PROPANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	0.93646	0.93646	0.93646	0.93646	0.93646	0.93646	0.93646	0	0	0	0	0	0
CO2	119.81	119.81	119.81	119.81	119.81	119.81	119.81	0	0	0	0	0	0
CO	21.106	21.106	21.106	21.106	21.106	21.106	21.106	0	0	0	0	0	0
WATER	252.85	252.85	252.85	252.85	252.85	252.85	3.7316	0	0	0	0	500	500
OXYGEN	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	954.05	954.05	954.05	954.05	954.05	954.05	704.93	450.95	450.95	447.15	3.797	500	500
Total Stream Composition:													
HYDROGEN	54.60196006	54.60196006	54.60196006	54.60196006	54.60196006	54.60196006	73.89811754	100	100	100	100	0	0
METHANE	4.026308894	4.026308894	4.026308894	4.026308894	4.026308894	4.026308894	5.449193537	0	0	0	0	0	0
ETHANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PROPANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	0.098156281	0.098156281	0.098156281	0.098156281	0.098156281	0.098156281	0.132844396	0	0	0	0	0	0
CO2	12.55804203	12.55804203	12.55804203	12.55804203	12.55804203	12.55804203	16.99601379	0	0	0	0	0	0
CO	2.212253027	2.212253027	2.212253027	2.212253027	2.212253027	2.212253027	2.994056147	0	0	0	0	0	0
WATER	26.50280384	26.50280384	26.50280384	26.50280384	26.50280384	26.50280384	0.529357525	0	0	0	0	100	100
OXYGEN	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

**STREAM SUMMARY**

Stream Number Stream Name	26 Strm 26	27 Strm 27	28 Strm 28	29 Strm 29	30 Strm 30	31 Strm 31	32 Strm 32	33 Strm 33	34 Strm 34	35 Strm 35	36 Strm 36	37 Strm 37	38 Strm 38
Thermo Method Option	CHANGED	CHANGED	CHANGED	CHANGED	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL	CHANGED	GLOBAL	CHANGED	CHANGED	CHANGED
Vapor Fraction	0	1	0	0	0	1	1	1	1	0	0	1	0.90362
Temperature	130.81	238.13	238.13	40	38.615	509.08	467.55	367.65	280	238.13	238.13	379.42	238.13
Pressure	33	33	33	20	3	0.8	0.8	0.8	33	33	33	33	33
Enthalpy	-4193000	693360	-4458400	-2499200	-5031600	8637800	7890300	6121600	400060	-4561900	-1368600	630190	406390
Vapor Cp		14.954				8.2118	8.1339	7.9393	11.925			10.043	14.954
Vapor Cv		9.4733				6.2243	6.1462	5.9512	8.187			7.3993	9.4733
Liquid Cp	18.333		20.404	17.967	17.985					20.404	20.404		20.404
Vapor Density		16.19				0.37053	0.3913	0.45231	14.123			11.309	16.19
Liquid Density	935.7		816.12	992.99	992.78					816.12	816.12		816.12
Liquid Specific Gravity	1.0001		1.0001	1.0001	1.0001					1.0001	1.0001		1.0001
Vapor Viscosity		0.017149				0.037376	0.035766	0.031955	0.019091			0.023496	0.017149
Liquid Viscosity	0.21217		0.11137	0.65327	0.6705					0.11137	0.11137		0.11137
Vapor Thermal Conductivity		0.073451				0.049762	0.047203	0.041262	0.05967			0.056617	0.073451
Liquid Thermal Conductivity	0.58951		0.54504	0.54295	0.5406					0.54504	0.54504		0.54504
Vapor Flowrate		11949				49366	49366	49366	4840.7			4840.7	14579
Liquid Flowrate	9.0097		12.68	4.489	9.0097					12.974	3.8922		1.2513
Free Water Flowrate													
Total Molecular Weight	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015	30.729	30.729	30.729	18.015	18.015	18.015	18.015	18.015
Total Flowrate	500	533.18	703.67	249.12	500	2202.8	2202.8	2202.8	216	720	216	216	720
Total Flowrate	9007.7	9605.4	12677	4488	9007.7	67688	67688	67688	3891.3	12971	3891.3	3891.3	12971
Note: All Liquid Phase calculations exclude Free Water													
Total Flowrate By Component:													
HYDROGEN	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETHANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PROPANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	0	0	0	1668.6	1668.6	1668.6	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	320.75	320.75	320.75	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
WATER	500	533.18	703.67	249.12	500	0	0	0	216	720	216	216	720
OXYGEN	0	0	0	0	0	213.39	213.39	213.39	0	0	0	0	0
Total	500	533.18	703.67	249.12	500	2202.8	2202.8	2202.8	216	720	216	216	720
Total Stream Composition:													
HYDROGEN	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
METHANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETHANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PROPANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	0	0	0	75.74904667	75.74904667	75.74904667	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	14.56101326	14.56101326	14.56101326	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
WATER	100	100	100	100	100	0	0	0	100	100	100	100	100
OXYGEN	0	0	0	0	0	9.68721627	9.68721627	9.68721627	0	0	0	0	0
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

# STREAM SUMMARY

Stream Number	39	40	41	42	43	44	45	46
Stream Name	Strm 39	Strm 40	Strm 41	Strm 42	Strm 43	Strm 44	Strm 45	Strm 46
Thermo Method Option	CHANGED	CHANGED	CHANGED	GLOBAL	GLOBAL	CHANGED	GLOBAL	GLOBAL
Vapor Fraction	0	0	0.54622	1	0	0	1	1
Temperature	238.13	238.13	238.13	29.18	25	32.108	11	287.21
Pressure	33	33	33	0.57	3	3	0.1	0.57
Enthalpy	-1368600	-1824800	-623450	61351	-2979000	-5478200	95157	2539200
Vapor Cp			14.954	8.1545			6.9502	7.2623
Vapor Cv			9.4733	6.1588			4.9624	5.2747
Liquid Cp	20.404	20.404	20.404		17.985	17.986		
Vapor Density			16.19	0.57629			0.11974	0.34601
Liquid Density	816.12	816.12	816.12		997.1	995.04		
Liquid Specific Gravity	1.0001	1.0001	1.0001		1.0001	1.0001		
Vapor Viscosity			0.017149	0.014496			0.01803	0.029556
Liquid Viscosity	0.11137	0.11137	0.11137		0.89076	0.76317		
Vapor Thermal Conductivity			0.073451	0.038544			0.022068	0.037685
Liquid Thermal Conductivity	0.54504	0.54504	0.54504		0.52216	0.53218		
Vapor Flowrate			3524.3	5918.9			27979	27979
Liquid Flowrate	3.8922	5.1896	2.3558		5.2076	9.6966		
Free Water Flowrate								
Total Molecular Weight	18.015	18.015	18.015	25.896	18.015	18.015	28.85	28.85
Total Flowrate	216	288	288	264.11	289	538.12	1248.5	1248.5
Total Flowrate	3891.3	5188.4	5188.4	6839.5	5206.4	9694.4	36019	36019
Note: All Liquid Phase calculations exclude Free Water								
Total Flowrate By Component:								
HYDROGEN	0	0	0	73.757	0	0	0	0
METHANE	0	0	0	43.885	0	0	0	0
ETHANE	0	0	0	0.67141	0	0	0	0
PROPANE	0	0	0	0.11401	0	0	0	0
I-BUTANE	0	0	0	0.006334	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0.006334	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0.012668	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	0	0.97459	0	0	986.3	986.3
CO2	0	0	0	119.84	0	0	0	0
CO	0	0	0	21.114	0	0	0	0
WATER	216	288	288	3.7304	289	538.12	0	0
OXYGEN	0	0	0	0	0	0	262.18	262.18
Total	216	288	288	264.11	289	538.12	1248.5	1248.5
Total Stream Composition:								
HYDROGEN	0	0	0	27.92662148	0	0	0	0
METHANE	0	0	0	16.61618265	0	0	0	0
ETHANE	0	0	0	0.254216046	0	0	0	0
PROPANE	0	0	0	0.04316762	0	0	0	0
I-BUTANE	0	0	0	0.002398243	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0.002398243	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0.004796486	0	0	0	0
NITROGEN	0	0	0	0.369009125	0	0	78.99879856	78.99879856
CO2	0	0	0	45.37503313	0	0	0	0
CO	0	0	0	7.994396274	0	0	0	0
WATER	100	100	100	1.412441786	100	100	0	0
OXYGEN	0	0	0	0	0	0	20.99959952	20.99959952
Total	100	100	100	100	100	100	100	100

## HEAT EXCHANGERS / CONDENSERS

Equipment Number		4	7	8	9	11	12	13	15	21
Equipment Name		X-4	X-7	X-8	X-9	X-11	X-12	X-13	X-15	X-21
Overall Heat Trans. Coef.	kcal/hr/m2/C	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1
Area Per Shell	m2	73.75	13.13	74.57	57.95	1935100	37.05	36.83	80.66	72.52
Number Of Shells		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Shell Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Tube Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Cooling Water	m3(NTP)/hr	0	258.3	0	0	0	0	0	30.14	
Delta Pressure Shellside	kg/cm2	0	0	0	0	0	0	0	0.4	0
Delta Pressure Tubeside	kg/cm2	0	0	0	0.4	0.4	0.4	0.4	0	
Calculated Duty Shellside	kcal/hr	-747530	-2148800	-1036200	1998800	1201300	708570	144130	-250690	-1768600
Specified Duty Shellside										
Refrigerant Number										
Refrigerant Pressure										
Refrigerant Temperature										
Mean Temperature Diff.	C	41.52	670.2	56.92	141.3	0.002543	78.34	16.03	12.73	99.9
Utility Temperature In	C		32.222		0				32.222	
Utility Temperature Out	C		40.556		0				40.556	
Temperature Out Spec.	C	400	588	420	340	250	160	150	40	280
Temperature Approach Spec.										
Delta Temperature Spec.										
Calculated Area										
Estimated Area										

## AIR COOLERS / AIR CONDENSERS

<b>Equipment Number</b>		<b>14</b>
<b>Equipment Name</b>		<b>X-14</b>

Air Cooler Rated		NO
Process Temperature In	C	150
Process Temperature Out	C	60
Air Temperature In	C	25.02
Air Temperature Out	C	45
Air Flow Rate	kg/hr	624290
U for Total Area	kcal/hr/m2/C	0
Heat Transfer Area	m2	0
Mean Temperature	C	0
Calculated Duty	kcal/hr	2982800
Calculated Tube Side Delta P	kg/cm2	0
Calculated Air Side Delta P	kg/cm2	0
Tube Side Fouling Factor	hr-m2-C/kcal	0
Air Side Fouling Factor	hr-m2-C/kcal	0
Tube Passes		0
Fan Diameter	m	0
Fan Power per Fan	hpmetric	0
Number of Fans		0
Fan Efficiency		0
Fan Reducer Efficiency		0

## FLASH SEPARATORS

<b>Equipment Number</b>		<b>16</b>	<b>20</b>
<b>Equipment Name</b>		<b>F-16</b>	<b>F-20</b>

Type		ADIABATIC	ADIABATIC
Duty	kcal/hr	0	0.25198
Temp. Out Specification			
Pressure Out Specification			
Liquid Specification			
Energy Added Specification			

## PUMPS / COMPRESSORS / EXPANDERS

Equipment Number		17	19	25
Equipment Name		C-17	P-19	C-25
Driver Type		ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC
Calculation Type		POLYTROP	PUMP	POLYTROP
Stages		1	1	1
Work Capacity	hpmetric	1014000	1014000	1014000
Calculated Outlet Pressure	kg/cm2	30	33	0.57
Specified Outlet Pressure	kg/cm2	30	33	0.57
Specified Poly Coefficient				
Calculated Poly Coefficient		0.4	0	0.3904
Polytropic Head	kgf-m/kgm	56891	0	20858
Interstage Temperature Out				
Efficiency (of calc type)		0.72	0.9	0.72
Water Flow				
Fuel Flow				
Electrical Usage	kw	195.5	8.281	2840
Real Work	hpmetr	-266.1	-11.27	-3865
Isentropic Head	kgf-m/kgm	65703703.7		977787897.2
Isentropic Efficiency				

## Reactors

Equipment Number		6	10
Equipment Name		R-6	R-10
Model		EQUILIBRIUM	EQUILIBRIUM
Type		REACTOR	REACTOR
Reactor Duty	kcal/hr	TEM.OUT.SPEC	TEM.OUT.SPEC
Pressure Drop	kg/cm2	10170000	-136900
Temperature Out	C	2	2
Key Component		840	400
Key Conversion			
Heat Of Reaction			

## MATERIAL BALANCE

Component Name	Feed(s) kg/hr	Product(s) kg/hr	Difference kg/hr	Relative Error
HYDROGEN	1058	2100	-1043	-0.3301
METHANE	2867	1320	1547	0.3694
ETHANE	517.6	20.19	497.4	0.9249
PROPANE	128.9	5.027	123.9	0.9249
I-BUTANE	9.439	0.3681	9.071	0.9249
I-PENTANE	11.72	0.457	11.26	0.9249
N-BUTANE	18.88	0.7363	18.14	0.9249
NITROGEN	74427	74427	0	0
CO2	19404	24663	-5259	-0.1193
CO	591.4	1183	-591.2	-0.3332
WATER	27252	22506	4747	0.095395
OXYGEN	15218	15218	0	0
Total	141500	141440	60.67	0.00042876

## COMENTARIOS DE CORRIDA CON EL PROGRAMA DESING II

- El Programa no admite re - circulación de hidrógeno (Línea 20)
- El programa no admite re - circulación de agua (Línea 28) se tuvo que partir la línea 28 y continuarla como Línea 35.
- El programa no tiene equipo para simular la separación por adsorción (PSA). Se tuvo que poner nueva líneas de entrada (Líneas 20 y 10) que simularán la salida del adsorbedor PSA.
- El flujo de gases de combustión que dan el calor al reformador (33,000 NM<sup>3</sup>/HR) no fue suficiente para dar calor a las corrientes del proceso estimadas por Haldor Topsoe, por lo que se tuvo que duplicar este flujo.
- El desulfurizador se simuló como una unión de la corriente del vapor y el GN y no como un reactor de eliminación de H<sub>2</sub>S, por este motivo no se consideró azufre en el gas de entrada.
- El reformador en el punto inferior del Tubo en U alcanza los 840°C y luego cede su calor enfriándose hasta 588°C (temperatura de salida), para esto se tuvo que simular la salida del reformador a 840°C y para enfriarlo a 588°C, se puso un enfriador con agua. Esto se hizo con la finalidad de que la corriente de salida cede su calor a la corriente de entrada. No se pudo poner la salida a 588°C porque no producía la conversión requerida, mientras que con 840°C si se producían las conversiones estimadas según Haldor.
- En cuanto a la producción de Hidrógeno, con respecto a la cantidad de gas Natural de entrada coincide con lo enviado por Haldor.
- En el diseño de equipos no ponemos dimensiones de los mismos a excepción de los intercambiadores.

# **APENDICE I**

## **PROYECCION DE LA PRODUCCION Y CONSUMOS DE LA PLANTA DE CACHIMAYO**

## PROYECCION DE LA PRODUCCION Y CONSUMOS POR MES

### TRATAMIENTO PRIMARIO DE AGUA

N° de Días de operación al Mes	30.00	
Produccion de Nitrato de Amonio	2,499.90	TMPM
Producción de Agua	24,999.00	m3

	Unidad	Ratio de Consumo x m3	Producción ó Compra	Consumo
Electricidad	Kwh	0.52		12,899.48
Agua	m3		24,999.00	8,300.00
Cloruro Férrico	Kg.	0.01		249.99
Oxido de calcio	Kg.	0.18		4,499.82

### TRATAMIENTO SECUNDARIO DE AGUA

N° de Días de operación al Mes	30.00	
Ratio de Consumo de Agua Desmineralizada	2.26	m3/TM N.A.
Producción de Agua desmineralizada	5,659.77	m3/mes

	Unidad	Ratio de Consumo x m3	Producción	Consumo
Agua Desmineralizada	m3		5,659.77	5,659.77
Agua del Primario	m3	1.12		6,327.63
Electricidad	Kwh	0.71		3,999.76
Hidróxido de Sodio	Kg.	0.7951		5,031.10
Acido Nítrico	Kg.	2.65		16,769.48
Hidrazina	Kg.	0.00		30.37
Fosfato Trisodico	Kg.	0.00	50.00	29.74

### PLANTA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

N° de Días de operación al Mes	30.00	
Ratio de Consumo de Agua para Enfriamiento	6.20	m3/TM N.A.
Consumo de Agua para Enfriamiento	15,499.38	m3/mes

	Unidad	Ratio de Consumo x m3	Producción	Consumo
Agua para Enfriamiento	m3			15,499.38
Electricidad	Kwh	21.68		335,980.06

### PLANTA DE EMBOTELLAMIENTO DE OXIGENO

N° de Días de operación al Mes	30.00	
Ratio de Producción de Oxígeno	423.79	m3/TM N.A.
Produccion de Oxígeno	1,059,429.62	TMPM
	1,506.84	

	Unidad	Ratio de Consumo x Nm3	Producción	Consumo
Electricidad	Kwh	0.00		3,999.35
Produccion de Oxígeno	Nm3		1,059,429.62	

### PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE

N° de Días de operación al Mes	10.00	
Ratio de Producción de Nitrógeno Puro	282.67	Nm3/TM N.A.
Producción de Nitrógeno Puro	706,643.73	Nm3/Mes
	882.96	TMPM

	Unidad	Ratio de Consumo x Nm3	Producción	Consumo
Producción de Nitrógeno	Nm3		706,643.73	706,643.73
Electricidad	Kwh	0.33		234,817.71

### PLANTA DE ELECTROLISIS

N° de Días de operación al Mes	18.00	
Ratio de Producción de Hidrógeno	847.58	Nm3/TM N.A.
Producción de Hidrógeno	2,118,859.24	Nm3/mes
	189.99	TM H2

	Unidad	Ratio de Consumo x m3	Producción	Consumo
Producción de Hidrógeno	Nm3		2,118,859.24	2,118,859.24
Electricidad	Kwh	5.03		10,664,218.57
Hidróxido de Potasio	Kg.	0.0030		6,356.58
Agua de proceso	m3	0.0009		1,906.97

### PLANTA DE AMONIACO

N° de Días de operación al Mes	13.00	
Ratio de Producción de Amoniaco	0.42896	TM/TM N.A.
Producción de Amoniaco	1,072.36	TM/mes

	Unidad	Ratio de Consumo x TM	Producción	Consumo
Producción de Amoniaco	TM		1,072.36	1,072.36
Electricidad	Kwh	547.45		587,056.86
Hidrógeno	TM	0.18	189.21	189.21
Nitrógeno	TM	0.82	883.35	883.35
Agua para caldera	m3	0.2828		303.26
Agua de refrigeración	m3	2.5867		2,773.87

### PLANTA DE ACIDO NITRICO AL 54%

N° de Días de operación al Mes	12.00	
Ratio de Producción de Acido nitrico	1.46	TM/TM N.A.
Producción de Acido nitrico (al 100%)	3,645.85	TM/mes

	Unidad	Ratio de Consumo x TM	Producción	Consumo
Producción de Acido nitrico	TM		3,645.85	3,645.85
Electricidad	Kwh	175.53		639,974.28
Amoniaco	TM	0.28	1,027.40	1,027.40
Aire	Nm3	5.45		19,886.31
Agua para calderas	m3	0.8371		3,051.94
Agua de refrigeración	m3	1.1478		4,184.71

## PLANTA DE NITRATO DE AMONIO

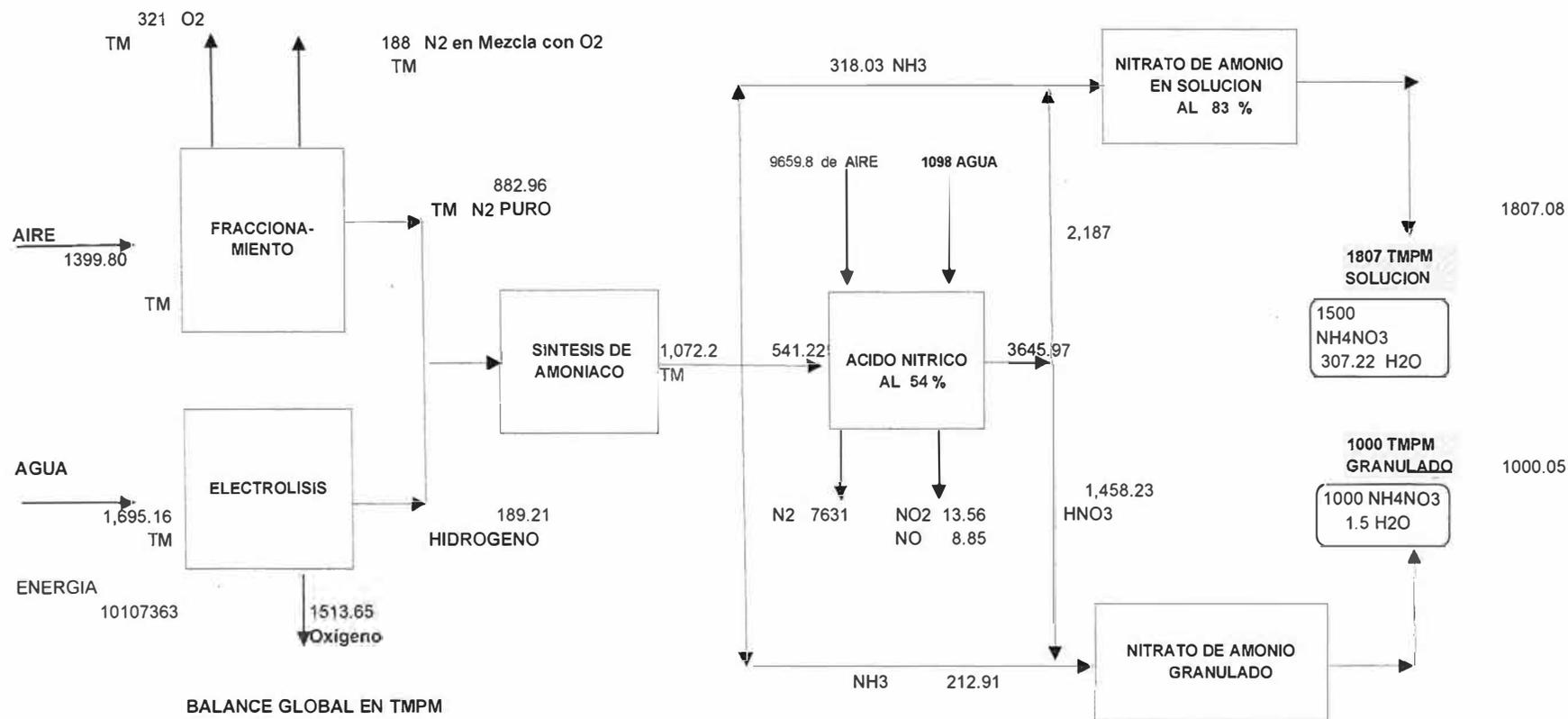
N° de Días de operación al Mes	30.00	
Ratio de Producción de Acido nítrico	1.00	TM/TM N.A.
Producción de Nitrato de amonio a granel	2,499.90	TM/mes

	Unidad	Ratio de Consumo x TM	Producción	Consumo
Producción de Nitrato Prill	TM		2,499.90	
Electricidad	Kwh	100.00		249,990.00
Amoniaco	TM	0.21	531.23	531.23
Acido nítrico	TM	1.4583		3,645.60
Lilamin	Kg.	0.26		649.97
Aceite de proceso	Gln	0.2600	1,000.00	649.97
Vapor de Agua	M3	0.2000		499.98
Agua de refrigeración	M3	0.7528		1,881.92

## RESUMEN MENSUAL DE PRODUCCION, CONSUMOS Y EXISTENCIAS

	Unidad	Producción ó Compra	Consumo
<b>PRODUCTO FINAL</b>			
NITRATO DE AMONIO PRILL	TMPM	2,499.90	
<b>PRODUCTOS INTERMEDIOS</b>			
ACIDO NITRICO	TMPM	3,645.85	3,645.85
AMONIACO	TMPM	1,072.36	1,072.36
HIDROGENO	TMPM	189.99	189.99
NITROGENO	TMPM	882.96	882.96
OXIGENO	TMPM	1,506.84	1,506.84
AGUA PARA VAPOR	M3		3,855.19
AGUA DE PROCESO	M3		1,906.97
AGUA PARA ENFRIAMIENTO	M3		15,499.38
AGUA DE SERVICIO	M3		1,280.00
<b>INSUMOS A EMPLEARSE</b>			
AGUA CRUDA	M3	24,999.00	
ENERGIA ELECTRICA	KWH		12,732,936.07
LILAMIN	KG		649.97
ACEITE PARA PRILL	GLN	1,500.00	649.97
CAL	KG	0.00	4,499.82
CLORURO FERRICO	KG		249.99

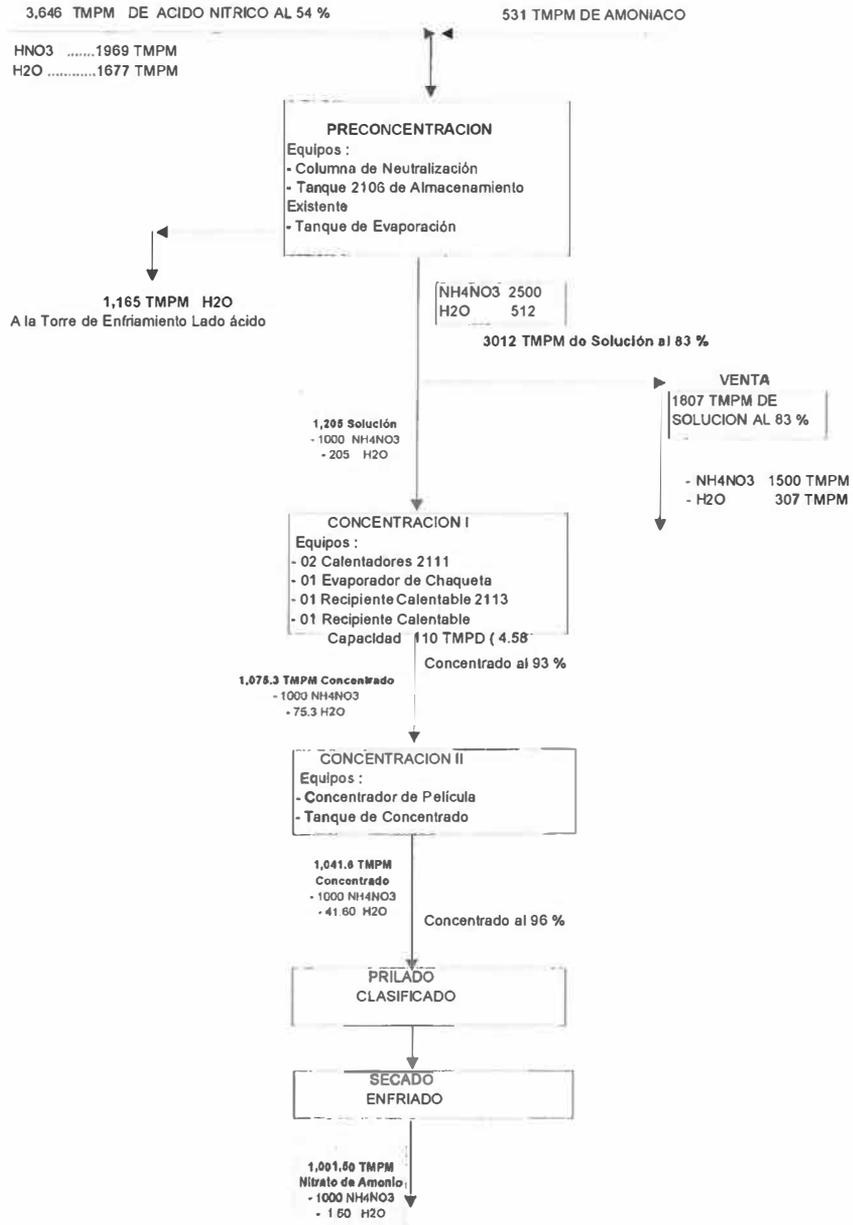
**DIAGRAMA DE BLOQUES DEL BALANCE GLOBAL DE MASA PARA LA PLANTA CACHIMAYO**  
(Las cantidades están en TMPM)



**BALANCE GLOBAL EN TMPM**

	ENTRADAS	SALIDAS
AGUA	2793.15522	1473.72
AIRE	11,060	
OXIGENO		1835.11
NITROGENO EN MEZCLA		7818.52
NH4NO3		2499.93
NO		8.85
NO2		13.56
Vapor		203.50
TOTAL	13,853	13,853

**BALANCE DE MASA EN LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO**



**BALANCE EN LA PRE - CONCENTRACION**

	ENTRADA	SALIDA
AMONIACO	531	
ACIDO NITRICO	1969	
AGUA	1677	1473.5
NITRATO		2500
VAPOR		203.5
	4177	4177

**BALANCE EN LA CONCENTRACION**

	ENTRADA	SALIDA
NITRATO	1000	1000
AGUA	205	41.6
VAPOR H <sub>2</sub> O		163.4
	1205	1205

**BALANCE EN EL SECADO**

	ENTRADA	SALIDA
NITRATO	1000	1000
AGUA	41.6	1.5
VAPOR H <sub>2</sub> O		40.1
	1041.6	1041.6

### BALANCE DE MASA EN LA PLANTA DE ACIDO NITRICO



### REACCION QUIMICA DE COMBUSTION DEL AMONIACO SOBRE CONTACTOS DE PLATINO - RODIO

Se ha desarrollado la siguiente ecuación :



Pesos Moleculares 12442 = 12442

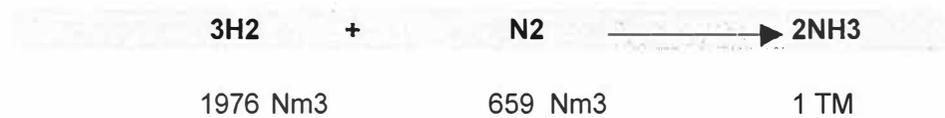
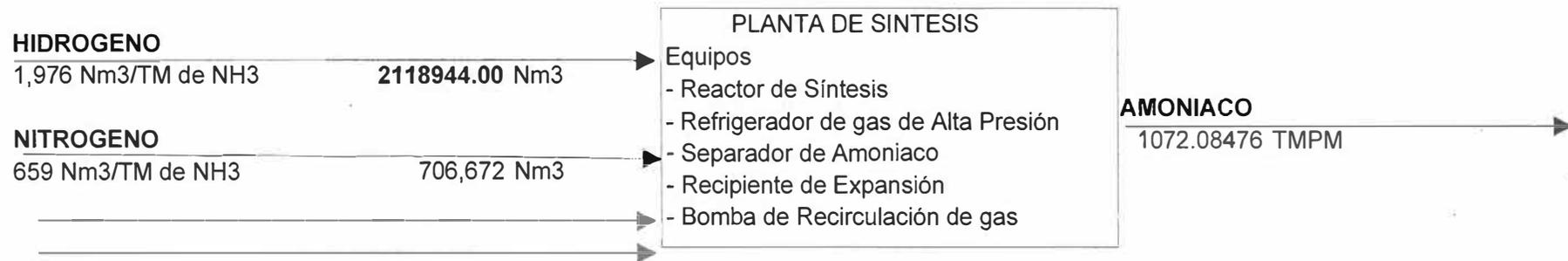
Existe una reacción de **No conversión** a Acido Nítrico , que implica un consumo adicional de AMONIACO de 2.50 % comprobado por los fabricantes de Plantas de Acido Nítrico



Relación NH3 / HNO3 (1836/6678)\*1.025 = 0.2749

	ENTRADA	SALIDA
AMONIACO	541.34	
OXIGENO	2028.56	
NITROGENO	7631.25	7631.00
OXIDO NITROSO		8.85
OXIDO NITRICO		13.56
AGUA	1098.61	1677.16
ACIDO NITRICO		1969
<b>TOTAL</b>	<b>11299.76</b>	<b>11299.57</b>

## BALANCE DE MASA EN LA PLANTA DE AMONIACO



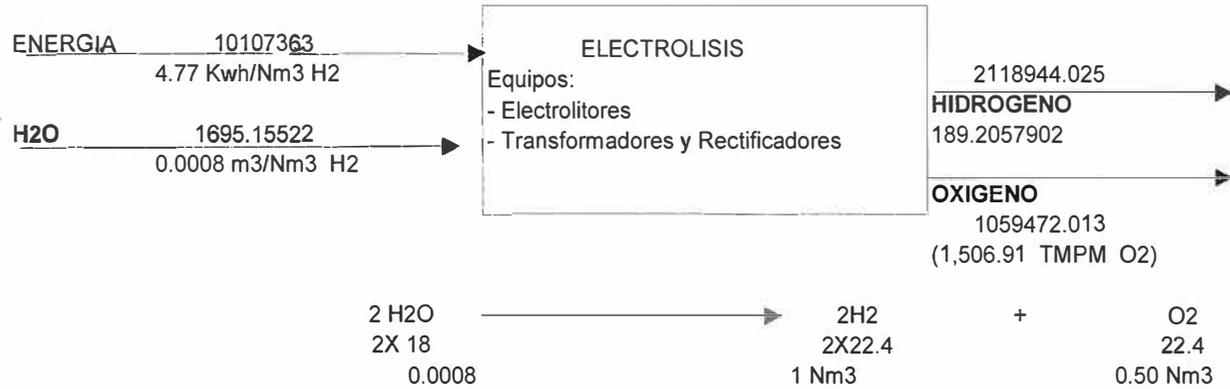
	ENTRADA	SALIDA
NITROGENO	882.893333	
HIDROGENO	189.191429	
AMONIACO		1072.08476
TOTAL ( TMPM)	1072.08476	1072.08476

### BALANCE EN LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO



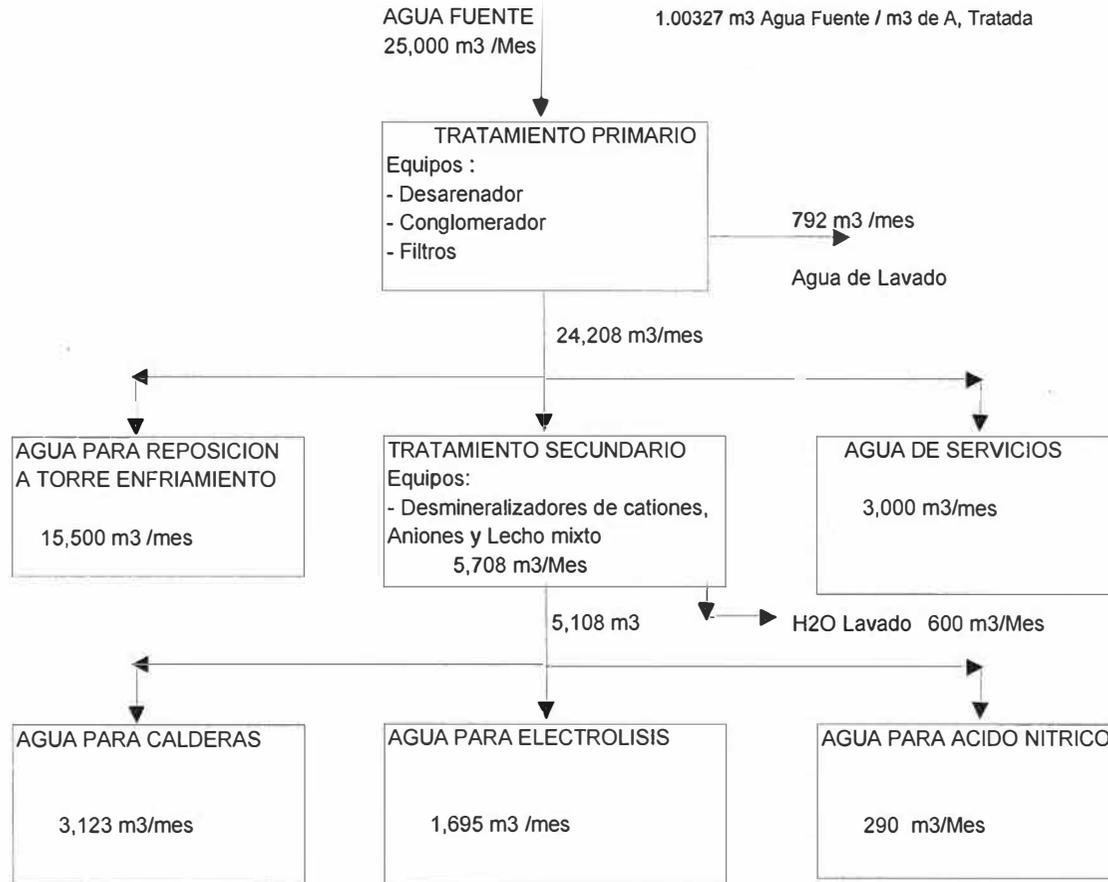
	ENTRADA	SALIDA
AIRE	1,087,187.00	
NITROGENO PURO		<b>706,672.00</b>
NITROGENO		152,206.00
OXIGENO		228,309.00
	1,087,187.00	1,087,187.00

### BALANCE EN LA PLANTA DE ELECTROLISIS



	ENTRADA	SALIDA
AGUA	1695.16	
HIDROGENO		188.34
OXIGENO		1506.91
Total (TPM)	1695.16	1695.25

### BALANCE EN LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA



AGUA DE TRATAMIENTO SECUNDARIO	ENTRADAS	SALIDAS
AGUA DE TRAT. PRIMARIO	5108	
CALDERAS		3123
ELECTROLISIS		1695
ACIDO NITRICO		290
	5108	5108

# **APENDICE II**

## **ESTUDIO ECONOMICO PARA DUPLICAR LA CAPACIDAD DE LA PLANTA DE CACHIMAYO (1982)**

## INVERSION EN DUPLICAR LAS CAPACIDADES DE LAS PLANTAS DE YURA - INDUSTRIAL CACHIMAYO

### COSTO DE PLANTAS NUEVAS Y MODIFICACIONES (Dólares americanos)

#### PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE

Material	1400000
Ingeniería	50000
Montaje	200000
<b>Total</b>	<b>1650000</b>

Las modificaciones a realizar por Air Products son:  
Aumento de capacidad en compresor de aire y de nitrógeno, así como ampliar el intercambiador de calor y la columna de fraccionamiento de aire.

#### PLANTA DE SINTESIS DE AMONIACO

Material	2500000
Ingeniería	600000
Obras civiles	400000
Montaje	700000
<b>Total</b>	<b>4200000</b>

Las Modificaciones a realizarse por Krupp UHDE son:  
Habilitar el reactor de repuesto de la planta actual, así como nuevo compresor de gas de mezcla y compresor de recirculación.

#### PLANTA DE ACIDO NITRICO

Material	1000000
Ingeniería	300000
Obras civiles	100000
Montaje	250000
<b>Total</b>	<b>1650000</b>

Las Modificaciones a realizarse por Krupp UHDE son:  
Nuevo compresor de gas nitroso, así como una columna de oxidación de gas nitroso y 3 columnas de absorción de mayor rendimiento que las actuales.

#### PLANTA DE NITRATO DE AMONIO

Material	350000
Ingeniería	150000
Obras civiles	100000
Montaje	150000
<b>Total</b>	<b>750000</b>

Las Modificaciones a realizarse por Krupp UHDE son:  
Construcción de un reactor de nitrato, construcción de un  
tanque disolvedor de polvo de 2m<sup>3</sup> de capacidad y de  
modificaciones en la torre prilling, especialmente en le sistema  
de atomizado de solución de nitrato.

**PUESTA EN MARCHA**

Costo de la puesta en  
marcha de las plantas  
indicadas. **150,000**

**REPUESTOS PARA 2 AÑOS DE OPERACIÓN  
DE LAS PLANTAS INDICADAS**

**500,000**

**COSTO DE LAS MODIFICACIONES PARA DUPLICAR LA  
CAPACIDAD DE PRODUCCION DE NITRATO DE AMONIO  
Y DE LAS DEMAS PLANTAS**

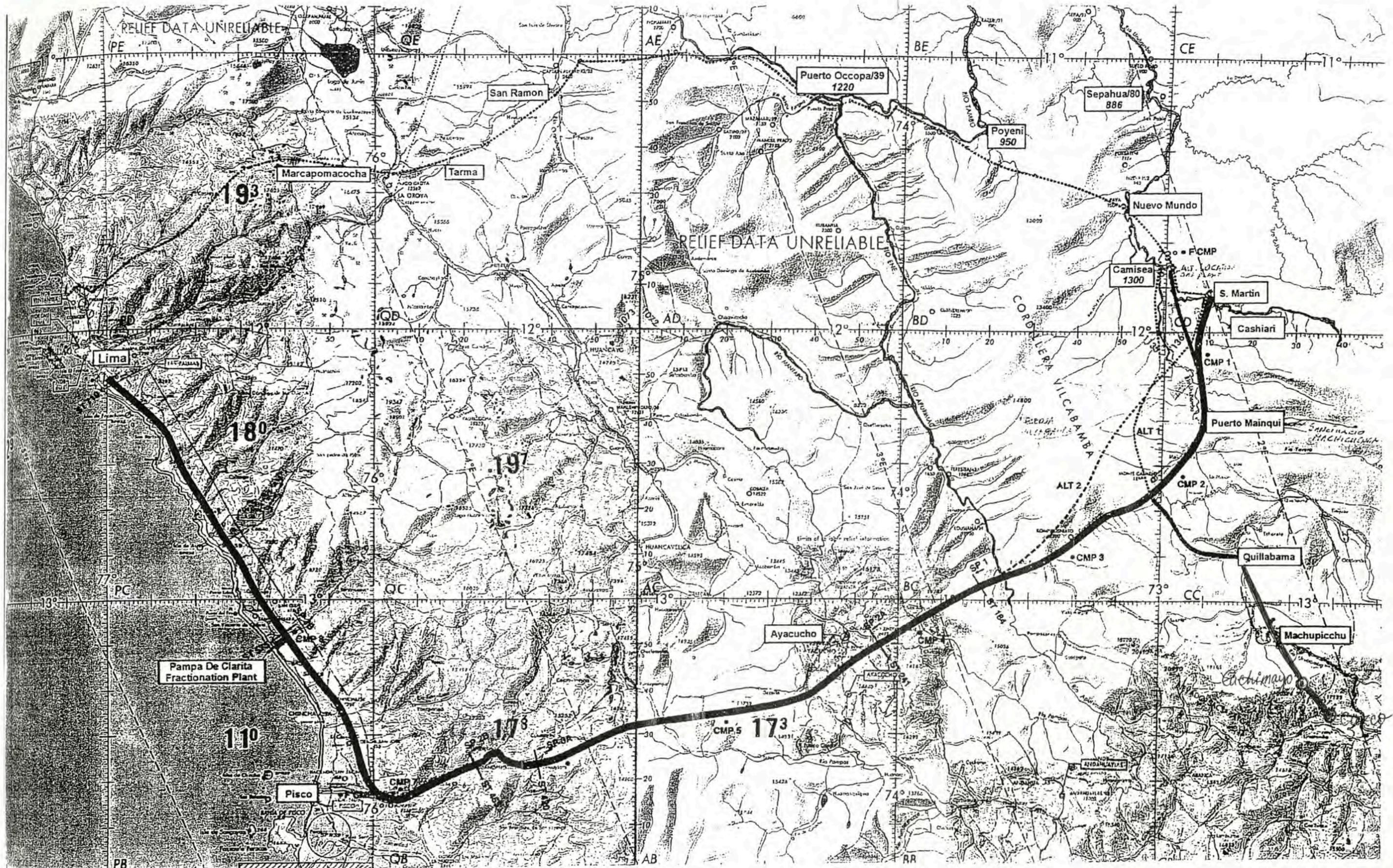
**TOTAL 8,900,000 US\$**

Nota:

No se efecturan modificaciones en la planta de agua,  
instalaciones electricas, planta de ensacado,etc.

# **APENDICE III**

## **RUTA DEL GASEODUCTO AL CUSCO**



# **APENDICE IV**

## **REGISTRO FOTOGRAFICO DEL COMPLEJO YURA DIVISIÓN - CAHIMAYO**

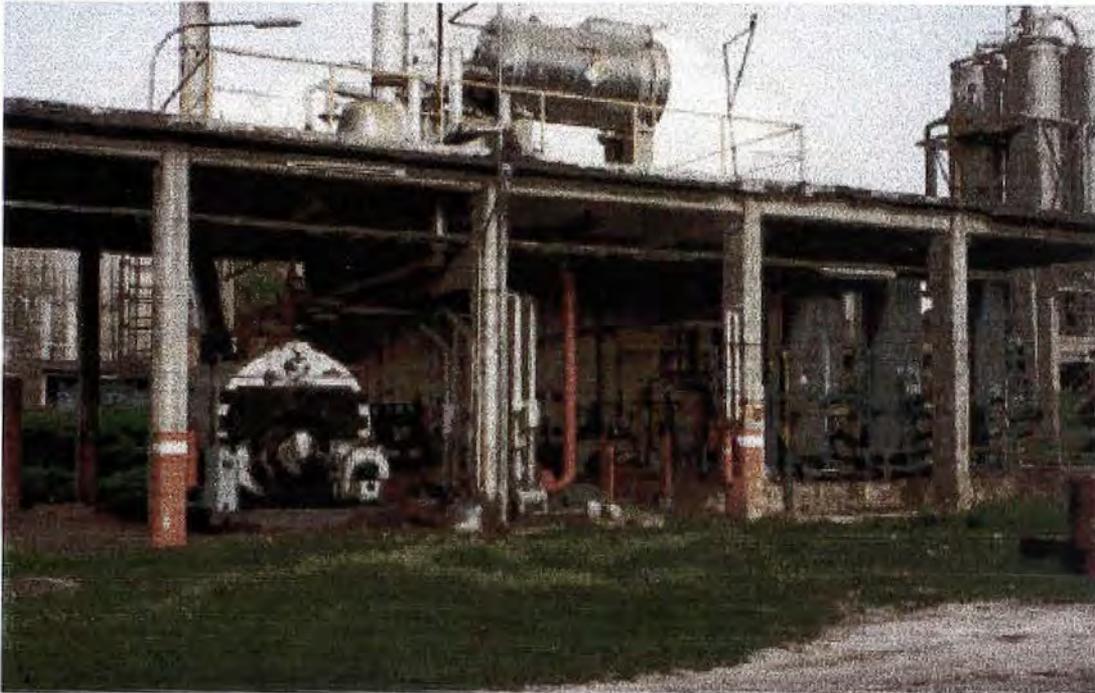
## VISTA GENERAL DEL COMPLEJO YURA DIVISION CACHIMAYO



## TRATAMIENTO DE AGUA PRIMARIO



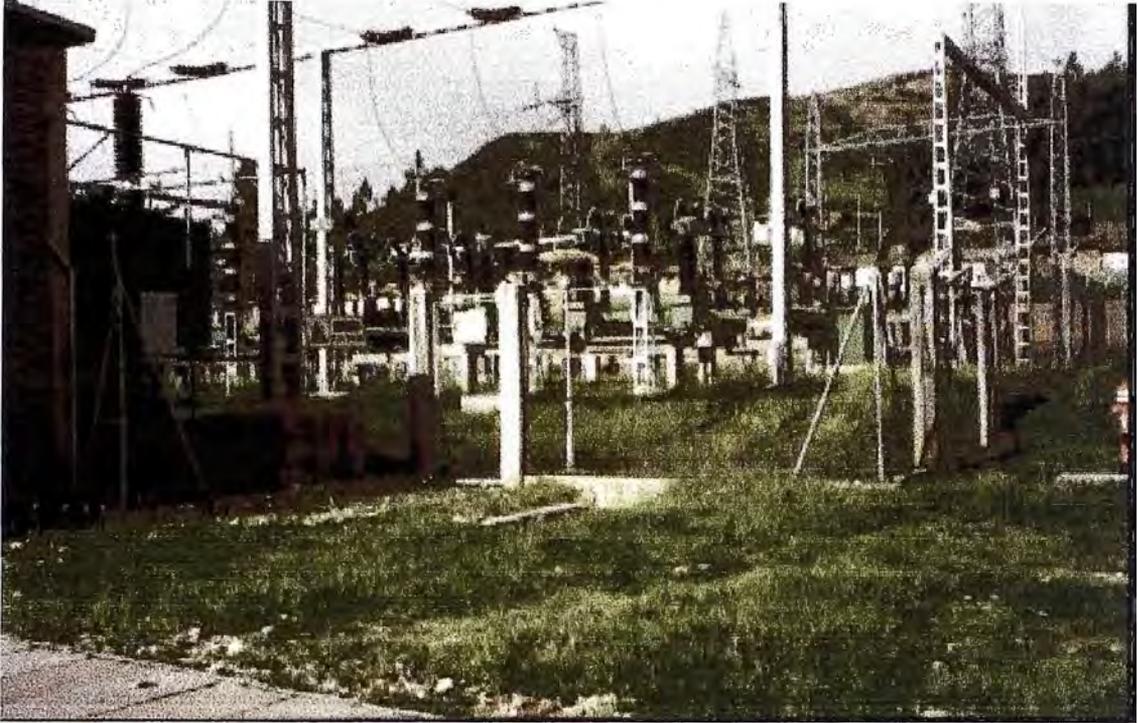
## TRATAMIENTO DE AGUA SECUNDARIO



## PLANTA DE REFRIGERACION



## ZONA DE ALTA TENSION



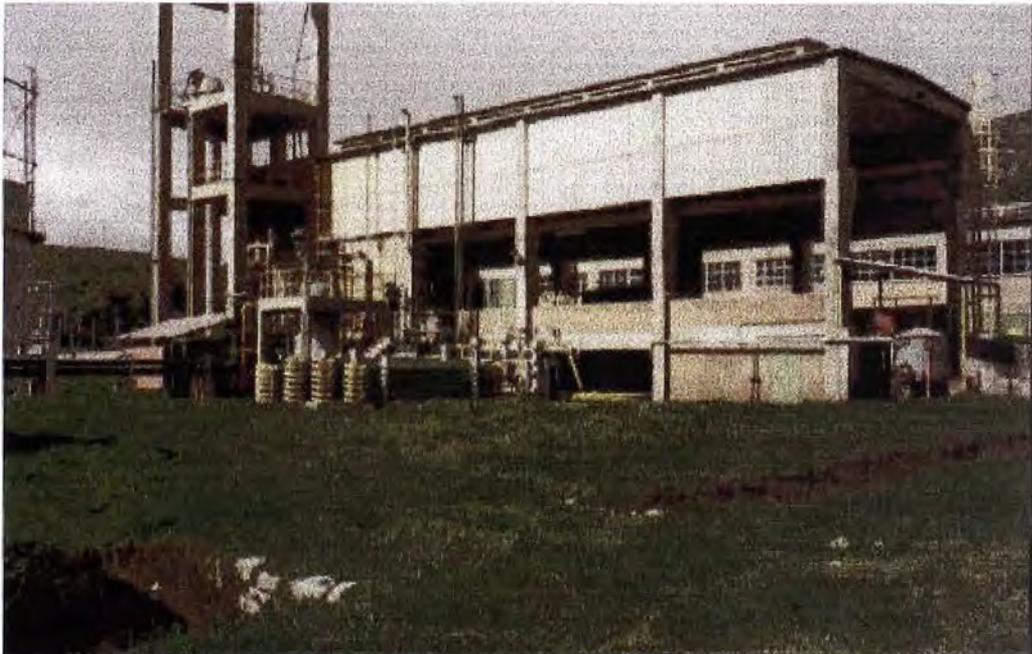
## PLANTA DE ELECTROLISIS



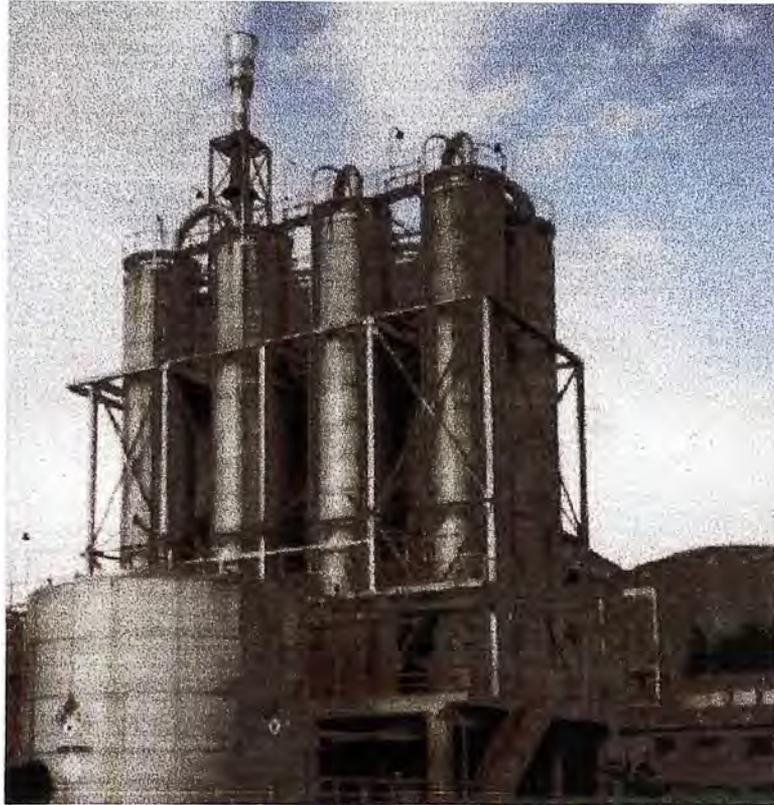
## PLANTA DE FRACCIONAMIENTO



## PLANTA DE SINTESIS DE AMONIACO



## PLANTA DE ACIDO NITRICO



## PLANTA DE NITRATO DE AMONIO



# **APENDICE V**

## **CARTAS ENVIADAS PARA OBTENER INFORMACIÓN**

# **BIBLIOGRAFIA**

## BIBLIOGRAFÍA

1. Manuales de Operación de la Planta Cachimayo
2. Manual de Operaciones de la Planta de Cracking - FERTISA
3. "Hydrogen, synthesis gases and their derivatives", Chapter 1, Pags 19-93
4. "Hydrogen Production, including Oil Gasification"
5. Hydrocarbon Engineering December/January 1997/98, "Advances in Hydrogen production technology: the options available", Pags. 48-54
6. Informe Técnico TCPI-IP-042-89, PETROPERU, Pags. 4-100.
7. Proyecto Gas de Camisea, "Posibilidades de Desarrollo Petroquímico" Informe PETROPERU, EST PDP 03089.
8. Hydrocarbon Processing / March 1994, "Improve syngas production using autothermal reforming", Thomas S. Christensen y Ivar L. Primdahl, Pags. 39-46.
9. Hydrocarbon Engineering January/February 1997, "Generation of high pure hydrogen by steam reforming and simultaneous generation of CO", Pags. 58-63.
10. Hydrocarbon Processing / April 1996, "Hydrogen (steam reform)", Howe-Baker Engineers, Inc., Pag. 120.
11. Hydrocarbon Engineering November 1997, "Acid gas removal for upgrading natural and synthesis gas", Pags. 71-75
12. Hydrocarbon Engineering June 1998, "Acid gas removal from natural and synthesis gas", Pags. 30-34.
13. PTQ summer 1999, "Catalysts for cost effective hydrogen production", Leif Storgoard y Hans Christian Nielsen, Pags.127-133.
14. Hydrocarbon Engineering December/January 1997/98, "Advanced reforming technologies for hydrogen production", Pags. 56-65
15. DS N° 046-93-EM
16. Lurgi Oel – Gas – Chemie GmbH December 1998, "Integrated Low Pressure Methanol Process"
17. El Gas Natural, Luis Cáceres, CAREC
18. "Economía de los Procesos", Emilio Porras, 1998.
19. "Hydrogen by Steam Reforming", Voog D. J., Pags. 83-115.
20. Paginas Web de Haldor Topsoe, Linde, Kellog.
21. [www.aduanet.gob.pe](http://www.aduanet.gob.pe)