

# KRUPP KOPPERS

## **Estudio previo**

**para la  
Empresa Nacional Adaro de  
Investigaciones Mineras, S.A.**

**Planta para la producción  
de 1.000 t/día amoniaco  
a partir de  
lignito de Andorra**

Mayo 1983

## I n d i c e

	<u>Página</u>
0. Introducción	0/1 á 0/ 3
1. Base del estudio previo	1/1 á 1/ 4
2. Descripción de la planta de amoníaco	2/1 á 2/ 9
3. Datos de servicio	3/1 á 3/10 *)
4. Personal de servicio	4/1 á 4/ 4
5. Estimación de los costos de inversión	5/1 á 5/ 2 *)
6. Ejemplo de cálculo de los costos de producción	6/1 á 6/ 3 *)
7. Esquemas y planos	7/1
Esquema de bloques	
Esquema de vapor	
Plano de situación	
Planning de fechas	
8. Lista de los equipos principales	8/1 á 8/48
9. Descripción y esquema de procesos	9/1 á 9/46
10. Información general	10/1 á 10/2

\*) CONFIDENCIAL

0. INTRODUCCION

El día 30 de Enero de 1982 se formalizó, entre las sociedades EMPRESA NACIONAL ADARO DE INVESTIGACIONES MINERAS (ENADIMSA) de Madrid, por una parte, y KRUPP-KOPPERS GmbH (KK) de Essen y KOPPERS ESPAÑOLA S.A. (KE) de Madrid, por otra, un contrato para asistencia técnica a ENADIMSA por parte de KK y KE para análisis de laboratorio de carbones y confección de estudios previos sobre la utilización del carbón.

Una vez finalizada la primera parte del contrato (análisis de los carbones) por parte de KK y KE, ambas partes contratantes han acordado, el 1 de Febrero de 1983, que la segunda parte del contrato (confección de los estudios previos) sea, por tanto, llevada a su término por KK y KE. En el marco del acuerdo del 1 de Febrero de 1983, serán confeccionados por KK y KE dos estudios previos sobre la producción de amoníaco a partir de carbón, uno de los cuales, éste presente, será un estudio previo sobre la producción de amoníaco a partir de los lignitos de los recursos de Andorra (Teruel).

Este estudio previo comprende todos los datos para la determinación de la rentabilidad, tales como

- consumos de lignito, agua, aditivos químicos y catalizadores
- personal necesario
- costos de inversión
- plan de tiempos para la realización

El personal necesario y las inversiones indicados están basados en la construcción de la instalación en la Rep. Federal Alemana. En la determinación de los costos de inversión se han tenido en cuenta los precios conocidos para materiales, salarios y similares, vigentes el 30.12. 1982. En las inversiones no se han tenido en cuenta, sin embargo, costos de aduana, impuestos y otros gravámenes en España. Asimismo estos precios son válidos con una tolerancia de  $\pm$  15% e incluyen, para imprevistos, un monto medio del 5% sobre la inversión total.

La inversión total importa aprox. 590.000.000,-- DM, excluyendo los costos para los terrenos y la infraestructura. En la parte 5 del estudio se da un desglose de la suma citada.

En una primera estimación puede considerarse que aprox. del 60 al 70% de las inversiones puede ser cubierto por suministros y prestaciones españoles.

La concepción de la planta de amoníaco está representada en forma simplificada en un esquema de bloques. Los datos más importantes son:

- producción de amoníaco = 333.000 t/año
- consumo de lignito = 1.880.000 t/año

El desglose de los datos de servicio está indicado en la parte 3 de este estudio.

La descripción de los distintos procesos propuestos se expone en la parte 9.

En cada una de las etapas de proceso deberán ser instaladas las siguientes unidades:



- Tratamiento del lignito 3 unidades de 60 t/h cada una de lignito bruto
- Gasificación del lignito 4 gasificadores de 4 cabezas cada uno, uno de ellos como reserva
- Compresión de gas bruto 2 compresores de 60.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h cada uno de gas bruto
- Desulfuración de gas bruto 1 unidad para 120.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h
- Conversión de CO 2 unidades para 55.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h cada una de gas desulfurado
- Lavado de CO<sub>2</sub> 1 unidad para 160.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h de gas convertido
- Depuración fina 1 unidad para 92.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h de gas depurado de CO<sub>2</sub>
- Compresión de nitrógeno 1 compresor para 30.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h de nitrógeno puro
- Compresión de gas de síntesis 1 compresor para 111.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h de gas de síntesis y gas de reciclado.
- Síntesis de amoníaco 1 síntesis para 1.000 t/día de NH<sub>3</sub>
- Fraccionamiento de aire 1 unidad para 40.000 m<sup>3</sup><sub>n</sub>/h de oxígeno de 98%
- Central de energía 2 calderas de vapor de 155 t/h cada una y 1 generador de 22 MW

1. Base del estudio previo1.1 Capacidad

La planta está diseñada para la producción de 1.000 t/día de amoníaco.

1.2 Especificación del carbón

- Tipo de carbón	Lignito		
- Origen	Recursos de Andorra (Teruel)		
- Granulometría	mayor de	16 mm	0,0 % en peso
		8 mm	16,2 % en peso
		4 mm	18,3 % en peso
		2 mm	16,6 % en peso
		1 mm	14,8 % en peso
		0,5 mm	11,2 % en peso
	menor de	0,5 mm	22,9 % en peso

Los análisis corresponden a la muestra nº 4 de los análisis del 13.08.1982 realizados por Krupp-Koppers, Diario número 14.249.

## - Análisis inmediato:

Humedad	8,6 % en peso
Cenizas (carbón seco)	42,8 % en peso
Componentes volátiles (carbón seco)	26,4 % en peso
Coque en crisol (carbón seco)	73,6 % en peso

Este análisis inmediato está basado en lignito secado al aire. Para este estudio previo, sin embargo, se ha tenido en cuenta un lignito húmedo de la explotación, con 22 % de agua.

- P.C.I (carbón seco)	14.754 kJ/kg
- Análisis elemental	
Cenizas	42,8 % en peso
C	37,1 % en peso
H	2,7 % en peso
S	6,0 % en peso
N	0,4 % en peso
O	<u>11,0 % en peso</u>
	100,0 % en peso
- Molturabilidad (con 8,6% de H <sub>2</sub> O)	78,5° Hardgrove
- Comportamiento a la fusión de las cenizas:	
Punto de reblandecimiento	1.375°C
Punto de fusión	1.400°C
Punto de fluidez	1.420°C
- Análisis de las cenizas:	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	14,1 % en peso
SiO <sub>2</sub>	48,2 % en peso
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	28,4 % en peso
CaO	2,8 % en peso
MgO	1,1 % en peso
Na <sub>2</sub> O	0,2 % en peso
K <sub>2</sub> O	1,6 % en peso
TiO <sub>2</sub>	0,8 % en peso
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,1 % en peso
SO <sub>3</sub>	2,6 % en peso
- Reactividad	muy buena.

1.3 Especificaciones de los medios auxiliares

## - Energía eléctrica:

trifásica

6,6 kV

50 Hz

## - Agua bruta

Análisis

Ca <sup>+2</sup> 326 ppmMg <sup>+2</sup> 114 ppmNa <sup>+</sup> 23 ppmHCO<sub>3</sub><sup>-</sup> 160 ppmCl <sup>-</sup> 23 ppmSO<sub>4</sub><sup>=</sup> 272 ppmSiO<sub>2</sub> 8 mg/l

Indice pH 8,1

Conductividad eléctrica 770

Partículas sólidas disueltas 10 - 25 mg/l

Temperatura + 4<sup>0</sup>C en invierno+ 22<sup>0</sup>C en verano

1.4 Condiciones climatológicas

- Temperatura del aire                   max. + 38°C  
  min. - 15°C  
                          media en invierno       + 5°C  
                          media en verano       + 20°C

## - Humedad relativa

en invierno                   78 %  
en verano                    53 %  
media anual                  66 %  
max.                         100 %  
min.                         20 %

- Velocidad del viento           max. 32 m/seg.

- Presión barométrica media 707 mbar

1.5 Terreno

- Altura sobre el nivel del mar   640 m  
- Resistencia del suelo           5 kg/cm<sup>2</sup>  
- Sin riesgos de movimientos sísmicos  
- En invierno riesgo de heladas

## 2.2 Transcurso del proceso de lignito a amoníaco

### 2.2.1 Producción de gas

El lignito bruto de las características especificadas en el punto 1.2 es enviado desde el parque de lignitos hasta la instalación de tratamiento de lignito por medio de cintas transportadoras. La instalación de tratamiento de lignito consiste en tres unidades de molienda y secado con una capacidad de tratamiento de 60 t/h de lignito bruto por unidad. En las tres tolvas de lignito bruto pueden almacenarse en total 1.500 t, lo que significa, que las instalaciones de transporte desde el parque de lignitos hasta la unidad de tratamiento solamente trabajan dos turnos por día.

En el tratamiento de lignito se lleva a cabo la molienda del mismo en los tres molinos hasta ser convertido en polvo con una granulometría menor de 90  $\mu\text{m}$  en un 80%. Al mismo tiempo, durante la molienda del lignito, se lleva a cabo un secado hasta un contenido final del 8% de humedad. Este secado se hace con los humos producidos por combustión de lignito pulverizado. El lignito pulverizado así obtenido es almacenado en tres tolvas con una capacidad de 200 t cada una.

El lignito pulverizado es transportado desde las tres tolvas por medio de bombas neumáticas hasta la gasificación de lignito. El nitrógeno impuro procedente de la unidad de fraccionamiento de aire es utilizado como gas de transporte. La planta de gasificación de lignito está compuesta por 4 unidades de gasificadores, 3 de las cuales están funcionando mientras que la cuarta queda como unidad de reserva.

## 2. Descripción de la Planta de Amoníaco

### 2.1 Etapas y Unidades de Proceso

El sistema de plantas considerado en este estudio previo se compone de las siguientes etapas de proceso:

#### 2.1.1 Producción de Gas

- instalación de tratamiento del lignito
- planta de gasificación del lignito
- instalación de tratamiento de agua de lavado

#### 2.1.2 Producción de Amoníaco

- instalación de compresión de gas bruto
- instalación de desulfuración de gas bruto
- instalación de lavado de CO<sub>2</sub>
- Instalación de conversión de CO
- instalación de depuración fina (lavado con N<sub>2</sub> líquido)
- instalación de compresión de nitrógeno
- instalación de compresión de gas de síntesis
- instalación de síntesis de amoníaco

#### 2.1.3 Unidades de Aprovisionamiento y Auxiliares

- instalación de fraccionamiento de aire
- instalación de tratamiento de agua de refrigeración
- instalación de tratamiento de agua para calderas
- instalación de generación de vapor
- instalación de obtención de azufre
- instalación de producción de aire de instrumentación

En los gasificadores se produce la transformación del lignito pulverizado en gas bruto por medio de oxígeno a temperaturas entre 1.500 y 1.600°C. Durante la transformación se desprende parte de las cenizas del lignito en fase líquida como escoria, yendo a parar desde los gasificadores a unos tanques de agua donde es granulada. La otra parte de las cenizas abandona el gasificador con el gas, como cenizas volantes secas.

El gas producido en los gasificadores circula a través de las calderas recuperadoras de calor, enfriándose, con lo cual se obtiene vapor de agua con una presión de 40 bar.

Más adelante se lleva a cabo un enfriamiento adicional del gas en lavadores/enfriadores por inyección directa de agua, con lo que al mismo tiempo son lavados los residuos de la gasificación contenidos en el gas. Las restantes impurezas sólidas son extraídas del gas en desintegradores y en electrofiltros. En las camisas de los gasificadores se produce vapor de 2,6 bar de presión.

El agua procedente de la planta de gasificación, cargada con partículas sólidas, va a parar por medio de conductos cerrados a la instalación de tratamiento de agua de lavado. En esta unidad el agua va a unos estanques de decantación en los cuales se decantan los residuos sólidos contenidos. Estos residuos son almacenados en las tolvas colectoras de sólidos de los estanques de decantación y extraídos como lodos con un 10% de contenido en partículas sólidas. El agua depurada en los estanques de aclarado es enfriada y bombeada nuevamente a los puntos de consumo de la planta de gasificación. Las pérdidas de agua producidas en el circuito de agua de lavado son compensadas por adición de agua. Este agua de reposición es el agua rechazada del circuito de agua de refrigeración.



### 2.2.2 Producción de Amoníaco

El gas depurado mecánicamente, libre de partículas sólidas es comprimido a 36 bar en 2 compresores de gas bruto trabajando en paralelo y enviado a la instalación de desulfuración de gas bruto. Ambos compresores de gas bruto son accionados por turbinas de condensación. El vapor utilizado tiene una presión de 35 bar y una temperatura de 370°C.

La desulfuración de gas bruto es la primera etapa del tratamiento de gas. En esta etapa son depurados los compuestos azufrosos gaseosos,  $H_2S$  y  $COS$  por lavado con metanol enfriado a baja temperatura. Además de los citados componentes del gas es eliminada una parte del  $CO_2$  contenido en el gas bruto. Se ha previsto que el gas ácido obtenido por lavado, sea tratado en una unidad de hornos Claus para la obtención de azufre elemental. La unidad de desulfuración de gas bruto está conectada con el lavado de  $CO_2$  a través del circuito del medio de lavado.

La siguiente etapa del tratamiento del gas es la conversión de CO. En esta etapa el monóxido de carbono contenido en el gas desulfurado es transformado en hidrógeno y dióxido de carbono por medio de vapor de agua. La transformación se realiza con un catalizador de óxido de hierro activado con cromo. Para reducir el consumo de vapor y mejorar la rentabilidad, la instalación de conversión de CO dispone de un circuito de agua caliente con un humedecedor y un deshumecedor. Para una mejora complementaria de la rentabilidad, una parte del calor sensible del gas convertido es utilizada en una unidad de producción de frío por absorción. El frío producido en esta unidad es utilizado para cubrir el consumo en la unidad de desulfuración de gas bruto y en la de lavado de dióxido de carbono.

En la etapa siguiente de tratamiento, el lavado de CO<sub>2</sub>, el dióxido de carbono contenido en el gas bruto, así como el formado en la unidad de conversión de CO es eliminado por lavado. Como medio de lavado es utilizado, al igual que en la desulfuración de gas bruto, metanol enfriado a baja temperatura. Después del proceso de lavado, el metanol enriquecido es regenerado y reciclado nuevamente en el proceso.

La última etapa del tratamiento de gas es la depuración fina en la cual son eliminados los componentes perturbadores y nocivos para el catalizador aún contenidos en el gas. Esta depuración se lleva a cabo por un lavado con nitrógeno líquido. Durante y después de la depuración fina se mezcla al gas la cantidad necesaria de nitrógeno para la síntesis. El nitrógeno necesario proviene de la instalación de fraccionamiento de aire y es comprimido en el compresor de nitrógeno a la presión necesaria.

El gas de salida de la depuración fina tiene entonces la composición estequiométrica (N<sub>2</sub> + 3H<sub>2</sub>) para la síntesis del amoníaco. Este gas es comprimido a 138 bar en el compresor de gas de síntesis que está combinado con el compresor de reciclado. El compresor es accionado por una turbina de vapor de condensación.

El gas de síntesis y de reciclado a 138 bar es precalentado con gas de salida del reactor en la unidad de síntesis de amoníaco y enviado al reactor de síntesis, en el cual una parte del gas se transforma en amoníaco en presencia del catalizador. La mezcla amoníaco/gas de síntesis es enfriada en un intercambiador de calor produciendo un precalentamiento a contracorriente del gas de entrada y de agua de alimentación de calderas.

En un enfriador de baja temperatura se lleva a cabo una condensación del amoníaco producido, que es recogido en un seprador. El gas no transformado es reciclado por medio de un compresor y mezclado con el gas de entrada antes del reactor. El frío necesario para la condensación del amoníaco es producido en una unidad de frío por compresión.

### 2.2.3 Unidades de Aprovisionamiento y Auxiliares

El oxígeno para la gasificación del lignito y el nitrógeno para la síntesis del amoníaco son obtenidos en una instalación de fraccionamiento de aire a baja temperatura. En esta unidad de proceso se obtiene asimismo el nitrógeno impuro, que es utilizado en parte para el transporte del lignito pulverizado, como gas de inertización y como gas de stripping. Se ha previsto una instalación de fraccionamiento de aire con 2 compresores de aire, diseñados cada uno para el 50% de la capacidad y accionados por turbinas de vapor de condensación.

Como agua de refrigeración se utiliza agua de reciclado que es tratada en una instalación de tratamiento de agua de refrigeración. La refrigeración del agua caliente se lleva a cabo en torres de refrigeración de tiro forzado. El agua rechazada del sistema va como agua de reposición a la instalación de tratamiento de agua de lavado.

En la instalación de tratamiento de agua para calderas es tratada el agua necesaria para las diferentes calderas recuperadoras de calor y para la unidad de producción de energía.

El vapor necesario para las diferentes turbinas de vapor es producido en una Central Térmica aparte. La Central dispone de un generador con una potencia de 22 MW en el que se produce energía eléctrica para los accionamientos de pequeña potencia. Para la puesta en marcha de la planta se toma la corriente de la red.

Los compuestos gaseosos, azufrosos que se obtienen en la desulfuración del gas bruto son tratados y transformados en azufre líquido en la instalación de obtención de azufre.

Para todo el complejo se ha instalado una unidad de aire para instrumentos, que solamente trabaja, sin embargo, en la puesta en marcha de la planta, ya que en funcionamiento normal la alimentación del aire para instrumentos se lleva a cabo con aire de la instalación de fraccionamiento de aire.

### 2.3 Alimentación de Vapor y Energía

El sistema previsto de vapor y energía está representado en el plano nº H2 4915 Z11 002 002. Como se desprende de este plano se trata de una planta de amoníaco con alimentación de energía propia.

Se han previsto los siguientes circuitos de vapor:

- Vapor 105 bar; 500°C de la Central Térmica
- Vapor 35 bar; 370°C vapor de contrapresión
- Vapor 40 bar; saturado de la gasificación de lignito
- Vapor 10 bar; saturado de la obtención de azufre
- Vapor 2,6 bar; saturado de la gasificación de lignito

El vapor de 105 bar, 500°C es producido en las dos calderas de vapor de la Central. Este vapor alimenta las turbinas de accionamiento del compresor de nitrógeno, de la bomba de agua para calderas y del generador de energía eléctrica.

Las turbinas de accionamiento del compresor de nitrógeno y de la bomba de agua para calderas son turbinas de contrapresión en tanto que la del generador de energía eléctrica es una turbina de toma de vapor de condensación.

Con el vapor de contrapresión de 35 bar y 370°C son alimentadas las turbinas de condensación de las siguientes máquinas:

- 2 compresores de gas bruto
- 2 compresores de aire
- 1 compresor de gas de síntesis
- 1 compresor de frío.

La presión del condensador es de 0,35 bar.

En las calderas de generación de vapor de la unidad de gasificación de lignito se produce vapor saturado de 40 bar. Una parte de este vapor es utilizada en la conversión de CO. Otra parte es empleada en la unidad de tratamiento de gas para la regeneración del metanol y el resto va a la red de vapor de 35 bar y 370°C. El vapor con una presión de 10 bar procede de la caldera de vapor de la unidad de obtención de azufre y es enviado en su totalidad a la instalación de tratamiento de agua para calderas.

El vapor de 2,6 bar producido en las camisas de los gasificadores va a la instalación de tratamiento de agua para calderas, aunque una pequeña parte es utilizada como vapor de calefacción en la instalación de tratamiento de lignito.

2.4 Límites de la Planta

- Lignito bruto	Cinta transportadora desde el parque de lignito hasta el tratamiento de lignito
- Agua de reposición	Tubería de distribución en el límite de la planta
- Energía eléctrica	Borna de conexión de 6,6 kV en la subestación principal de distribución
- Amoníaco	Brida de salida del almacén de NH <sub>3</sub>
- Azufre	Salida del almacén de azufre
- Escorias/Cenizas	Salida de la tolva de escorias/cenizas
- Agua residual	Brida de salida en los límites de la planta
- Lodos	Brida de salida en los límites de la planta
- CO <sub>2</sub>	Salida del lavado de CO <sub>2</sub>

3. Datos de servicio3.1 Consumo

Lignito bruto para la producción de gas de síntesis	161,0 t/h
Lignito bruto para la producción de energía	74,0 t/h
Lignito bruto, total	<hr/> 235,0 t/h
Agua de reposición	551,1 m <sup>3</sup> /h
Metanol	115,0 kg/h

3.2. Producción

Amoníaco	41,7 t/h
Azufre	6.600,0 kg/h

3.3 Especificación de los productos

## - Amoníaco

Presion	5 bar
Temperatura	5° C
Contenido en NH <sub>3</sub>	99,8 % (en peso)
Contenido de H <sub>2</sub> O	0,2 % (en peso)
Aceite	5 ppm

## - Azufre

Contenido en azufre	99,8 % (en peso)
Sustancias orgánicas	0,05 % (en peso)
Cenizas	0,10 % (en peso)
Agua	0,05 % (en peso)

libre de arsénico, telurio, fluor y sustancias bituminosas

3.4 Balance del gas

		1	2	3
CO <sub>2</sub>	% en vol.	11,95	3,92	41,29
CO	% en vol.	59,82	68,60	3,04
H <sub>2</sub>	% en vol.	22,73	26,18	54,88
N <sub>2</sub>	% en vol.	0,60	0,71	0,43
Ar	% en vol.	0,46	0,54	0,33
CH <sub>4</sub>	% en vol.	0,05	0,05	0,03
H <sub>2</sub> S/COS	% en vol.	4,39		
Suma	% en vol.	100,00	100,00	100,00
Caudal	m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h	109 015	94 915	155 310
		4	5	6
CO <sub>2</sub>	% en vol.			
CO	% en vol.	5,11		60,24
H <sub>2</sub>	% en vol.	93,54	75,00	22,62
N <sub>2</sub>	% en vol.	0,74	25,00	9,02
Ar	% en vol.	0,56		6,62
CH <sub>4</sub>	% en vol.	0,05		1,50
H <sub>2</sub> S/COS	% en vol.			
Suma		100,00	100,00	100,00
Caudal	m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h	90 845	110 900	7 685
1	Gas bruto - a la salida de la planta de gasificación			
2	Gas desulfurado antes de la instalación de conversión de CO			
3	Gas convertido antes de la instalación de lavado de CO <sub>2</sub>			
4	Gas depurado de CO <sub>2</sub> antes de la instalación de lavado con nitrógeno líquido			
5	Gas de síntesis			
6	Gas residual procedente de la instalación de lavado con nitrógeno líquido			



3.5 Balance energético

	<u>Consumos</u>
Unidad de proceso	kWh/h
1 Tratamiento del lignito	5.000
2 Gasificación de lignito	3 500
3 Tratamiento de agua de lavado	2 700
4 Compresión de gas bruto	19 000
5 Desulfuración de gas bruto	1 300
6 Lavado de CO <sub>2</sub>	
7 Conversión de CO	280
8 Depuración fina (lavado con N <sub>2</sub> líquido)	
9 Compresión de N <sub>2</sub>	5 900
10 Compresión de gas de síntesis	15 400
11 Síntesis de amoníaco con compresor de frío	2 880
12 Fraccionamiento de aire con compresión de aire	19 000
13 Tratamiento de agua de refrigeración	5 800
14 Tratamiento de agua para calderas	400
15 Generación de vapor y energía eléctrica	2 000
16 Obtención de azufre	400
Iluminación y puntos de consumo diversos	<u>2 000</u>
Total	85.560

De los puntos de consumo instalados, los siguientes irán provistos con turbinas de vapor como accionamiento:

- Compresores de gas bruto	19 000 kW
- Compresores de aire	19 000 kW
- Compresor de nitrógeno	5 900 kW
- Compresor de gas de síntesis	15 400 kW
- Compresor de frío	2 700 kW
- Bomba para agua de alimentación de calderas	<u>2 500 kW</u>
	64 500 kW

Las restantes máquinas irán accionadas por motor eléctrico. La corriente necesaria será producida por un generador de 22 MW de potencia.

3.6 <u>Balance de agua de refrigeración</u>	<u>Consumos</u>
Unidad de proceso	m <sup>3</sup> /h
1 Tratamiento del lignito	60
2 Gasificación de lignito	450
3 Tratamiento de agua de lavado	
4 Compresión de gas bruto	1 950
5 Desulfuración de gas bruto	2 200
6 Lavado de CO <sub>2</sub>	
7 Conversión de CO	1 600
8 Depuración fina (lavado con N <sub>2</sub> líquido)	
9 Compresión de N <sub>2</sub>	550
10 Compresión de gas de síntesis	1 490
11 Síntesis de amoníaco con compresor de frío	1 600
12 Fraccionamiento de aire con compresión de aire	1 950
13 Tratamiento de agua de refrigeración	
14 Tratamiento de agua para calderas	
15 Generación de vapor y energía eléctrica	
16 Obtención de azufre	110
	<hr/>
Total	11 960
Condensadores para turbinas	14 750
	<hr/>
	26 710
Pérdidas por salpicaduras y evaporación	./.
	380
Agua residual para la instalación 3	./.
	105
	<hr/>
Agua de reposición	485
Agua de refrigeración de la instalación 13 a los puntos de consumo	26 710

3.7 Balance de vapor

Unidad de proceso	Consumo en t/h				
	LP-1	LP-2	MP-S	MP-H	HP
1 Tratamiento del lignito	4,0				
4 Compresión de gas bruto				90,0	
5 Desulfuración de gas bruto			15		
6 Lavado de CO <sub>2</sub>					
7 Conversión de CO			69		
9 Compresión de N <sub>2</sub>					87,3
10 Compresión de gas de síntesis				71,9	
11 Síntesis de amoníaco con compresor de frío				12,8	
12 Fraccionamiento de aire con compresión de aire				90,0	
14 Tratamiento de agua para calderas	35,0	12,0			37,0
15 Generación de vapor y energía eléctrica			3	39,6	180,0
<b>Total</b>	<b>39,0</b>	<b>12,0</b>	<b>87</b>	<b>304,3</b>	<b>304,3</b>

Unidad de proceso	Producción en t/h				
	LP-1	LP-2	MP-S	MP-H	HP
2 Gasificación de lignito	39,0		87		
9 Compresión de nitrógeno				87,3	
14 Tratamiento de agua para calderas				37,0	
15 Generación de vapor y energía eléctrica				180,0	304,3
16 Obtención de azufre		12,0			
<b>Total</b>	<b>39,0</b>	<b>12,0</b>	<b>87</b>	<b>304,3</b>	<b>304,3</b>

LP-1 = Vapor saturado	2,6 bar
LP-2 = Vapor saturado	10,0 bar
MP-S = Vapor saturado	40,0 bar
MP-H = Vapor	35,0 bar 370°C
HP = Vapor	105,0 bar 500°C

3/8 Balance de agua para calderas

Unidad de proceso	Consumo t/h
2 Gasificación de lignito	
- LP-1 agua de alimentación	40,0
- MP-S agua de alimentación	90,0
15 Generación de vapor y de energía	
- HP agua de alimentación	312,0
16 Obtención de azufre	
- LP-2 agua de alimentación	<u>12,4</u>
Total	454,4

Unidad de proceso	Producción de condensados en t/h	
1 Tratamiento del lignito	4,0	
4 Compresión de gas bruto	90,0	
5 Desulfuración de gas bruto	15,0	
6 Lavado de CO <sub>2</sub>		
7 Conversión de CO	15,0	
10 Compresión de gas de síntesis	71,9	
11 Síntesis de amoníaco (con compresor de frío)	12,8	
12 Compresión de aire	90,0	
15 Generación de vapor y energía eléctrica	<u>42,6</u>	
Total	341,3	
Vapor de baja presión LP-1	+	35,0
Vapor de baja presión LP-2	+	12,0
Agua de reposición	+	<u>66,1</u>
		454,4

3.9 Residuos

## 3.9.1 Residuos sólidos

## - Escorias:

Origen	Gasificación de lignito, unidad de proceso 2
Caudal	25 t/h
Granulometría	0 - 15 mm
Temperatura	50 - 70° C
Peso a granel	aprox. 1,2 t/m <sup>3</sup>
Humedad	goteando
Composición	la misma que la de las cenizas del lignito, libre prácticamente de carbono

## - Cenizas:

Origen	Generación de vapor, unidad de proceso 15
Caudal	25,5 t/h
Temperatura	50 - 70° C
Humedad	goteando
Composición	la misma que la de las cenizas del lignito, con aprox. 2 - 5% de carbono

## - Cenizas:

Origen	Tratamiento del lignito, unidad de proceso 1
Caudal	5 t/h
Temperatura	50 - 70° C
Humedad	goteando
Composición	la misma que la de las cenizas del lignito, con aprox. 2 - 5% de carbono

## 3.9.2 Residuos líquidos

## - Lodos:

Origen	Estanques de aclarado de la instalación de tratamiento de agua de lavado, unidad de proceso 3
Caudal	240 m <sup>3</sup> /h
Temperatura	aprox. 50°C
Composición	Agua 90% Cenizas volantes 10%
Presión	8 bar

## - Agua residual:

Origen	Tratamiento de agua de calderas, unidad de proceso 14
Caudal	80 m <sup>3</sup> /24 horas
Temperatura	30° C
Contenido en sales	aprox. 1.100 mg/l
Indice pH	6,5 - 8,5

## 3.9.3 Residuos gaseosos

## - Humos:

Origen	Generadores de vapor, unidad de proceso 15
Caudal	289 300 m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h
Temperatura	150° C
Composición	CO <sub>2</sub> 15,40% en volumen
	H <sub>2</sub> O 13,70% en volumen
	N <sub>2</sub> + Ar 69,20% en volumen
	SO <sub>2</sub> 0,80% en volumen
	O <sub>2</sub> <u>0,90% en volumen</u>
	100,00% en volumen

## - Gases de combustión:

Origen	Tratamiento del lignito, unidad de proceso 1	
Caudal	65 800 m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h	
Temperatura	80° C	
Composición	CO <sub>2</sub>	11,10 % en volumen
	H <sub>2</sub> O	36,40 % en volumen
	N <sub>2</sub> + Ar	50,30 % en volumen
	SO <sub>2</sub>	0,70 % en volumen
	O <sub>2</sub>	<u>1,50 % en volumen</u>
		100,00 % en volumen

## - Humos

Origen	Obtención de azufre, unidad de proceso 16	
Caudal	49 000 m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h	
Temperatura	120° C	
Composición	CO <sub>2</sub>	18,70 % en volumen
	H <sub>2</sub> O	9,70 % en volumen
	SO <sub>2</sub>	0,50 % en volumen
	N <sub>2</sub> + Ar	67,50 % en volumen
	O <sub>2</sub>	<u>3,60 % en volumen</u>
		100,00 % en volumen

- CO<sub>2</sub>:

Origen	Lavado de CO <sub>2</sub> , unidad de proceso 6 <sup>2</sup>
Caudal	64 400 m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h
Temperatura	20° C
Presión	1,2 bar

## - Nitrógeno impuro:

Origen	De distintos puntos de las unidades de proceso 1,2,6 y 12
Caudal total	aprox. 155.000 m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h

3.10 Consumo de aditivos químicos

Hidracina (15% $N_2H_4$ )	1,3 kg/h
Polielectrólito (calidad comercial)	0,5 kg/h
$H_2SO_4$ (96%)	60,0 kg/h
NaOH (45%)	70,0 kg/h
$NH_4OH$	2,5 kg/h
$Na_3PO_4$ (18-20% $P_2O_5$ )	0,12 kg/h
Ca (OH) (93%)	200,0 kg/h
Inhibidor	10,0 kg/h



4. Personal de servicio4.1 Observación previa

- La producción de gas comprende las unidades de proceso: tratamiento del lignito, gasificación de lignito, tratamiento de agua de lavado y fraccionamiento de aire.
- La producción de amoníaco comprende las unidades de proceso: compresión de gas bruto, tratamiento de gas, compresión de gas de síntesis, compresión de nitrógeno y síntesis de amoníaco.
- Las unidades de aprovisionamiento y auxiliares comprenden: tratamiento de agua de refrigeración, generación de vapor y de energía eléctrica, tratamiento de agua para calderas y obtención de azufre.

4.2 Dirección de Fábrica

	<u>Cualificación</u>	<u>Nº</u>
- Director de Fábrica	Ing. Superior o Licenciado Químico	1
- Jefe de División de Producción de Gas	Ing. Superior o Ing. Técnico	1
- Jefe de División de Producción de Amoníaco	Ing. Superior o Ing. Técnico	1
- Jefe de División de <u>Un</u> idades de Aprovisionamiento y Auxiliares	Ing. Superior o Ing. Técnico	1
- Jefe de División de Mantenimiento	Ing. Superior o Ing. Técnico	1
- Jefe de Laboratorio	Químico	1
- Responsable de Seguridad	Ing. Técnico	1
Total Dirección Técnica:		7

4.3 Personal de Fábrica

	Qualificación	Persona/ Turno	Turnos/ Día	Total Personal
- Jefe de turno Producción de gas	Ing. Técnico	1	4	4
- Jefe de turno Producción de amoníaco	Ing. Técnico	1	4	4
- Jefe de turno unidades de aprovisionamiento y auxiliares	Ing. Técnico	1	4	4
Total				12
- Personal de turno en la sala de control para:				
Producción de gas	Químico	2	4	8
Producción de NH <sub>3</sub>	Químico	2	4	8
Unidades de aprovisio- namiento y auxiliares	Químico	1	4	4
Total				20
- Personal de turno en la planta para:				
Producción de gas	Químico	6	4	24
Producción de NH <sub>3</sub>	Químico	4	4	16
Unidades de aprovisio- namiento y auxiliares	Químico	4	4	16
Total				56
Suma de personal de fábrica				88

4.4 Personal de Laboratorio

	Cualificación	Personas/ turno	Turnos	Total Personal
- Jefe de Laboratorio	Ing. Técn. Químico	-	Día	1
- Análisis de producto	Ayudante Laboratorio	-	Día	1
- Análisis de servicio	Ayudante Laboratorio	2	4	8
Total Personal de Laboratorio:				10

4.5 Personal de Mantenimiento

## - Mantenimiento mecánico:

Jefe de Taller	Maestro/Técnico		Día	1
Ajustador mecánico	Especialista		Día	1
Ajustador montador	Especialista		Día	2
Tornero	Especialista		Día	1
Soldador	Especialista		Día	2
Montador	Especialista	2	4	8
Ayudantes	Con formación		Día	3
				18

## - Mantenimiento eléctrico:

Jefe de Taller	Maestro/Técnico		Día	1
Electricista	Especialista	2	4	8
Electricista	Especialista		Día	2
				11

- Mantenimiento de medición  
y control

Jefe de Taller	Maestro/Técnico		Día	1
Técnico en Instrumentación	Especialista	1	4	4
Técnico en Instrumentación	Especialista		Día	2
				7

Total Personal de Mantenimiento: 36

#### 4.6 Personal de Administración

Para la administración se pueden considerar unas necesidades de personal de 24 personas.

#### 4.7 Personal Diverso

En este apartado se incluyen las necesidades de personal para los sectores de servicios contra incendios, servicios de seguridad, de primera ayuda y similares.

Se pueden calcular para esto 40 personas.

5. Estimación de los costos de inversión

El total de inversiones para el sistema de unidades de proceso consideradas dentro de los límites de la planta supone

aprox. 590 .000.000 de marcos alemanes  
(en letra: quinientos noventa millones)

El desglose en las distintas unidades de proceso es como sigue:

	En millones de DM		
	<u>Ingeniería Licencias Construcción</u>	<u>Obra Civil Montaje</u>	<u>Total</u>
1 Tratamiento del lignito	37,0	25,0	62,0
2 Gasificación de lignito	115,0	37,0	152,0
3 Tratamiento de agua de lavado	6,0	4,0	10,0
4 Compresión de gas bruto	29,0	8,0	37,0
5 Desulfuración de gas bruto	40,0	10,0	50,0
6 Lavado de CO <sub>2</sub>			
7 Conversión de CO	15,0	4,0	19,0
8 Depuración fina (lavado con N <sub>2</sub> líquido)	7,5	2,0	9,5
9 Compresión de N <sub>2</sub>	7,0	2,0	9,0
10 Compresión de gas de síntesis	26,5	13,0	39,5
11 Síntesis de amoníaco			
12 Fraccionamiento de aire	53,0	15,0	68,0
13 Tratamiento de agua de refrigeración	9,0	5,0	14,0
14 Tratamiento de agua para calderas	9,5	4,0	13,5
15 Generación de vapor y energía eléctrica	50,0	18,0	68,0
16 Obtención de azufre	11,0	4,0	15,0
17 Tanques de gas y sistemas de unión	13,5	10,0	23,5
	429,0	161,0	590,0

Las inversiones estimadas para las unidades de proceso solo son válidas en relación con la planta integral. En la suma total de las inversiones está incluido un 5% para la puesta en marcha de la planta. El total de los 161,0 millones de marcos para montaje y obra civil se desglosa en

aprox. 61.000.000 de marcos para material  
aprox. 100.000 de marcos para salarios, etc.

Las inversiones estimadas están basadas en condiciones de pago normales y con los factores de costo conocidos al final de 1.982. Los costos de aduana y demás tasas no han sido, asimismo, incluidos.

6. Ejemplo de cálculo de los costos de producción

Base 1.983 - Primer año de servicio

6.1 Parámetros de cálculo

- Capacidad de la planta	1.000 t/24 h = 333.000 t/año
- Horas de funcionamiento/año:	8.000 horas
- Carbón de partida: Lignito de Andorra (Teruel)	
	P.C.I. 14.754 kJ/kg = 3.525 kcal/kg
- Costos de reparación y mantenimiento:	anualmente 3% de las inversiones
- Costos de seguros:	anualmente 1% de las inversiones
- Costos del capital: (Amortización e intereses):	anualmente 15% de las inversiones
- Costos de administración:	anualmente 1.500.000,-- marcos
- Costos del capital circulante:	anualmente 8% de 15.000.000,-- marcos
- Costos de personal:	50.000,-- marcos por persona y año de media
- Costos de aditivos químicos y catalizadores	1,50 marcos por tonelada de NH <sub>3</sub>
- Costos del agua de aportación:	1,20 marcos por tonelada de NH <sub>3</sub>
- Consumo de lignito por t de NH <sub>3</sub> para 8.000 horas de servicio/año	5,635 t 1.880.000 t/año
- Inversiones	590.000.000,-- marcos
- Personal:	205 personas

6.2 Cálculo de los costos de explotación

	<u>Marcos/año</u>
- Costos de reparación y mantenimiento	0,03 x 590.000.000 = 17.700.000,--
- Costos de seguros	0,01 x 590.000.000 = 5.900.000,--

				<u>Marcos/año</u>
- Costos de administración				1.500.000,—
- Costos del capital circulante	0,08	· 15.000.000	=	1.200.000,—
- Costos de personal	205	· 50.000	=	10.250.000,—
- Costos de aditivos químicos y catalizadores	1,5	· 333.000	=	499.500,—
- Costos del agua de aportación	1,2	· 333.000	=	399.600,—
Total por año				<u>37.449.100,—</u>

Costos de explotación/t de NH<sub>3</sub> en marcos = 112,46

6.3 Costos de capital

0,15 · 590.000.000,—/333.000 = 265,77 DM/t de NH<sub>3</sub>

6.4 Costos del lignito

- para 20,— DM/t de lignito = 112,70 DM/t de NH<sub>3</sub>

- para 40,00 DM/t de lignito = 225,40 DM/t de NH<sub>3</sub>

6.5 Costos de producción

- para un lignito de 20,— DM/t = 490,93 DM/t de NH<sub>3</sub>

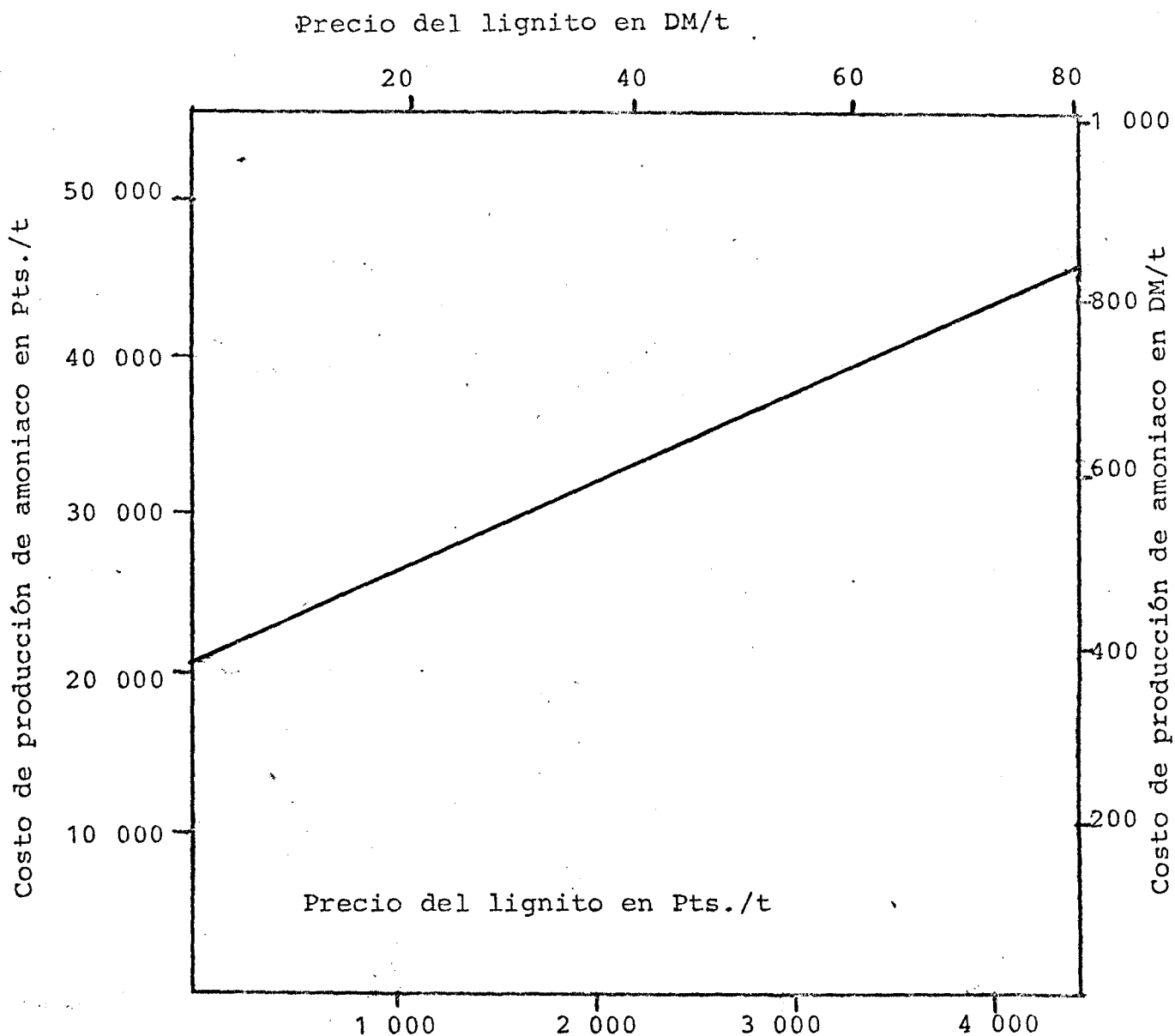
- para un lignito de 40,— DM/t = 603,63 DM/t de NH<sub>3</sub>

sin abono por la venta del azufre producido



6.6 Gráfico

El gráfico muestra el costo de producción de amoniaco en función del precio del lignito. (1 DM  $\hat{=}$  55 Pts.)



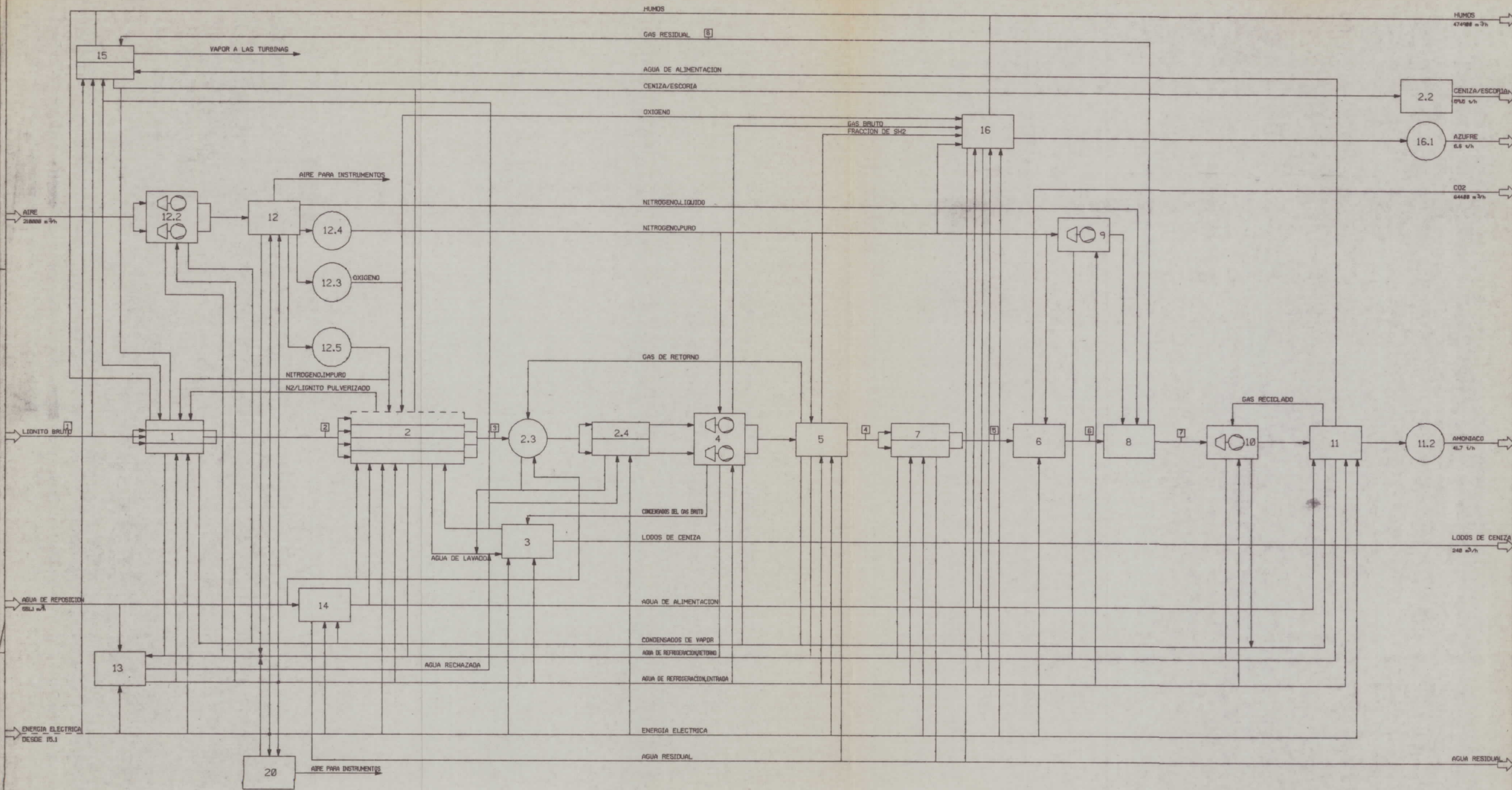
Nota.- Los costos de producción obtenidos con este gráfico son únicamente precios en base alemana y su transformación en Pts. es el resultado de aplicar la paridad marco/peseta arriba indicada. Por esta razón dichos precios en Pts. no pueden ser representativos.

Los costos de producción reales en Pts. sólo pueden ser determinados teniendo en cuenta las prestaciones y suministros españoles.

7. Esquemas y planos

- Esquema de bloques  
Plano nº:H2 4915 Z11 001 002
  
- Esquema de vapor  
Plano nº:H2 4915 Z11 002 002
  
- Plano de situación  
Plano nº:H2 4915 Z11 003 002
  
- Planning de fechas  
Plano nº:H2 4915 Z11 004 001

(Los esquemas y planos originales se encuentran en la carpeta de planos)



- 1 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE LIGNITO
- 2 PLANTA DE GASIFICACION DE LIGNITO
- 2.2 TOLVA COLECTORA DE CENIZA/ESCORIA
- 2.3 GASOMETRO DE GAS BRUTO
- 2.4 ELECTROFILTROS HUMEDOS
- 3 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA DE LAVADO
- 4 INSTALACION DE COMPRESION DE GAS BRUTO
- 5 INSTALACION DE DESULFURACION DE GAS BRUTO
- 6 INSTALACION DE LAVADO DE CO2 Y UNIDAD FRIGORIFICA
- 7 INSTALACION DE CONVERSION DE CO
- 8 INSTALACION DE LAVADO CON H2 LIQUIDO (PURIFICACION FINAL)
- 9 INSTALACION DE COMPRESION DE H2
- 10 INSTALACION DE COMPRESION DE GAS DE SINTESIS
- 11 INSTALACION DE SINTESIS DE AMONIACO
- 11.2 TANQUE DE AMONIACO
- 12 INSTALACION DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE
- 12.2 INSTALACION DE COMPRESION DE AIRE
- 12.3 GASOMETRO DE OXIGENO
- 12.4 GASOMETRO DE NITROGENO PURO
- 12.5 GASOMETRO DE NITROGENO IMPURO
- 13 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS
- 14 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS
- 15 INSTALACION DE GENERACION DE VAPOR
- 15.1 GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA
- 16 INSTALACION DE OBTENCION DE AZUFRE (PLANTA DE PROCESO CLAUUS)
- 16.1 DEPOSITO DE AZUFRE
- 20 UNIDAD DE AIRE PARA INSTRUMENTOS

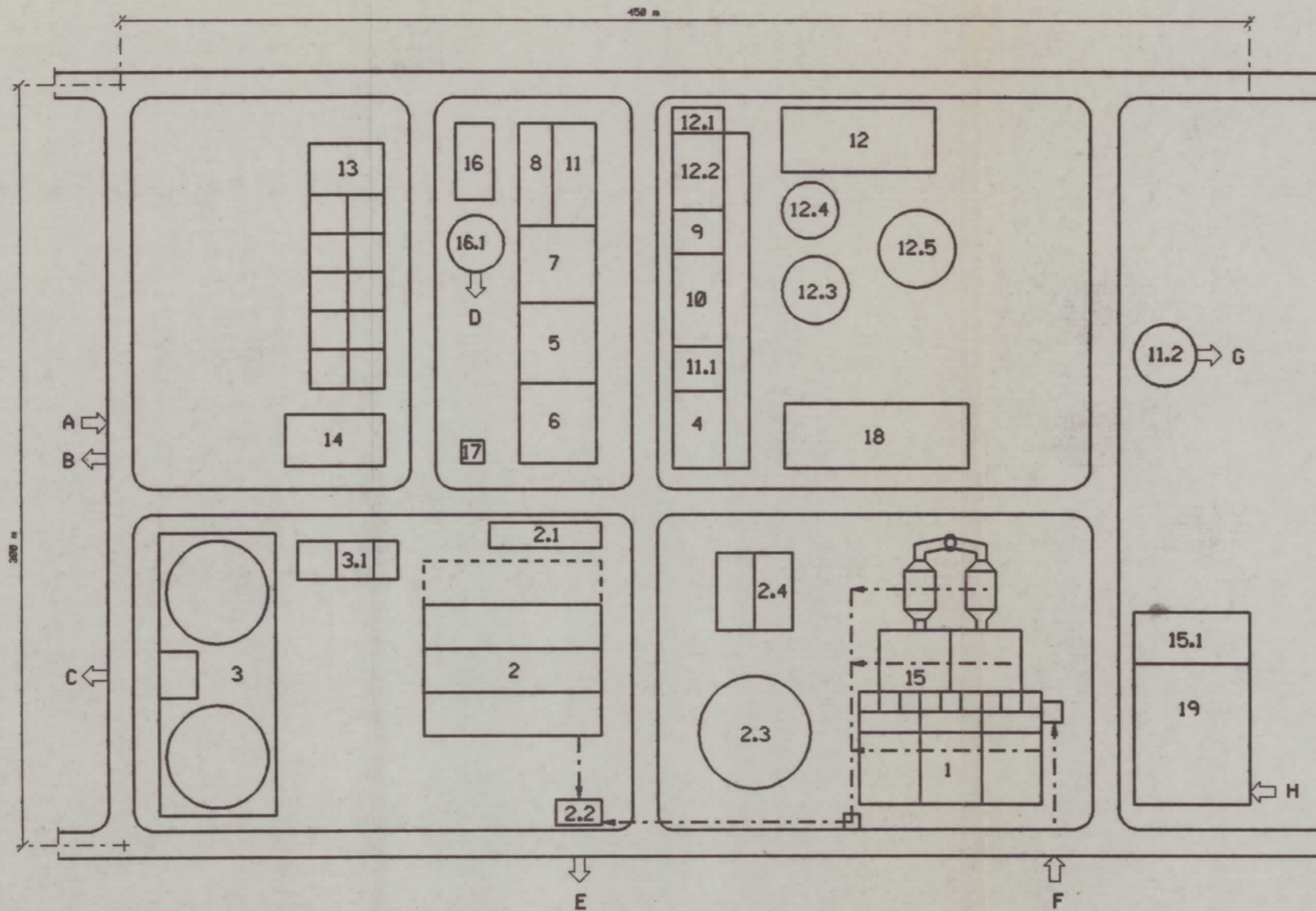
POSICION	1	2	3	4	5	6	7	8
CONVERSION	LIGNITO BRUTO	LIGNITINOS	GAS BRUTO	GAS DESULFURADO	GAS CONVERTIDO	GAS LIBRE DE CO	GAS DE SINTESIS	GAS RESIDUAL
C	26.89	34.15	CO2	11.95	3.92	41.21	---	---
H	1.69	2.47	CO	54.82	66.68	6.84	5.11	68.24
O	7.68	30.18	H2	22.73	26.38	64.88	93.54	22.52
N	0.38	6.37	N2	8.68	8.71	8.43	8.74	25.03
S	4.38	5.53	H2S	8.46	8.54	8.33	8.58	6.62
CH4	24.98	35.28	CH4	8.88	8.85	8.83	8.85	1.58
AGUA	38.89	6.88	H2S+CO2	4.34	---	---	---	---
TOTAL	189.89	188.80	TOTAL	188.80	188.80	188.80	188.80	188.80
CH4+CO2	277.8	124.12	CH4+CO2	187.05	149.05	150.33	149.05	76.65
PRESSION	bar	---	bar	1.82	36.5	38.5	38.5	2.8
TEMPERATURA	°C	---	°C	-48	-33	-48	-64	-36

**ENADIMSA**  
 ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO  
 PLANTA GENERAL  
 ESQUEMA BLOQUE DE FLUJO  
 LIGNITO DE ANDORRA  
**KRUPP-KOPPERS**  
 SISTEMA DE VAPOR  
 VER PLANO H24915211002002  
 H249157110011002002









- A AGUA DE REPOSICION
- B AGUA RESIDUAL
- C LODOS DE CENIZA
- D AZUFRE
- E CENIZA/ESCORIA
- F LIGNITO
- G AMONIACO
- H ENERGIA ELECTRICA

- 1 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE LIGNITO
- 2 PLANTA DE GASIFICACION DE LIGNITO
- 2.1 INSTALACION DE SOPLANTES DE O2/N2
- 2.2 TOLVA COLECTORA DE CENIZA/ESCORIA
- 2.3 GASOMETRO DE GAS BRUTO
- 2.4 ELECTROFILTROS HUMEDOS
- 3 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA DE LAVADO
- 3.1 INSTALACION DE REFRIGERACION DE AGUA DE LAVADO
- 4 INSTALACION DE COMPRESION DE GAS BRUTO
- 5 INSTALACION DE DESULFURACION DE GAS BRUTO

- 6 INSTALACION DE LAVADO DE CO2 Y UNIDAD FRIGORIFICA
- 7 INSTALACION DE CONVERSION DE CO
- 8 INSTALACION DE LAVADO CON N2 LIQUIDO (DEPURACION FINA)
- 9 INSTALACION DE COMPRESION DE N2
- 10 INSTALACION DE COMPRESION DE GAS DE SINTESIS
- 11 INSTALACION DE SINTESIS DE AMONIACO
- 11.1 INSTALACION DE COMPRESION DE AMONIACO
- 11.2 TANQUE DE AMONIACO
- 12 INSTALACION DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE
- 12.1 FILTRO DE AIRE
- 12.2 INSTALACION DE COMPRESION DE AIRE
- 12.3 GASOMETRO DE OXIGENO
- 12.4 GASOMETRO DE NITROGENO PURO
- 12.5 GASOMETRO DE NITROGENO IMPURO
- 13 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA DE REFRIGERACION

- 14 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS
- 15 INSTALACION DE GENERACION DE VAPOR
- 15.1 GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA
- 16 INSTALACION DE OBTENCION DE AZUFRE (PLANTA PROCESO CLAU)
- 16.1 DEPOSITO DE AZUFRE
- 17 ANTORCHA
- 18 SALA DE CONTROL Y PUESTO DE MANDO
- 19 INSTALACION DE CONEXIONES ELECTRICAS

Nombre					
No.	Ed.	Rev.	Ed.	Rev.	Ed.
10	1		10	1	1
11	1		11	1	1
Autorización					
<b>ENADIMSA</b>					
<b>ESTUDIO PREVIO PRODUCCION DE AMONIACO PLANTA GENERAL</b>					
<b>PLANO DE SITUACION LIGNITO DE ANDORRA</b>					
<b>KRUPP-KOPPERS</b>					
H24915Z1100300200					





8. Lista de los equipos principales

La relación y/o especificaciones de los equipos principales pueden ser modificadas durante el desarrollo del proyecto.

Krupp Koppers/Koppers Española se reservan el derecho de sustituir cada uno de los elementos especificados en esta lista, por otro elemento que sea equivalente en su función y diseño.

Asimismo Krupp Koppers/Koppers Española podrían modificar, durante el diseño de la planta, el número de cada uno de los elementos, en el caso de que ello resultara necesario.

8.1 Tratamiento del lignito

Cantidad	Denominación
3	Tolva de lignito bruto
3	Banda extractora de placas
3	Pozo de caída
3	Transportador de cadena
3	Tamiz clasificador
3	Molino de tambor
6	Ciclón separador de polvo
6	Esclusa circular
3	Tolva de lignito pulverizado
3	Soplante del molino
3	Electrofiltro
3	Soplante de vapores
6	Alimentador de tobera
3	Soplante de aire de combustión
3	Generador de gas
3	Esclusa circular
3	Hogar para lignito pulverizado
3	Dispositivo de extracción de cenizas
1	Cinta transportadora para cenizas
3	Descargador hidráulico de tolva
1	Grúa
1	Ascensor-Montacargas
diversas	Estructuras metálicas
diversas	Tuberías de unión



8.1 Tratamiento del lignito

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medición y control
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.2 Gasificación de lignito

Cantidad	Denominación
6	Alimentador para bomba neumática
6	Bomba neumática
16	Tolva separadora para lignito pulverizado
16	Alimentador de lignito pulverizado
16	Tolva con dispositivo helicoidal para lignito pulverizado
16	Grupo helicoidal doble con reductor regulable
4	Soplante de O <sub>2</sub>
4	Calentador de O <sub>2</sub>
4	Compresor de N <sub>2</sub>
8	Mezclador de oxígeno
1	Depósito de N <sub>2</sub> para transporte
4	Depósito de N <sub>2</sub>
diversas	Guardas hidráulicas de N <sub>2</sub>
1	Tanque de fuel-oil
2	Bomba de fuel-oil
4	Gasificador de 4 cabezas con quemadores de lignito pulverizado y quemadores de encendido, camisa de refrigeración, pozo de inmersión, zona de quenching
4	Calderín de baja presión

8.2 Gasificación de lignito

Cantidad	Denominación
2	Bomba de agua de quenching
4	Dispositivo de extracción de escoria
1	Transportador de cinta para escoria
4	Caldera recuperadora de calor con accesorios
4	Calderín de media presión
4	Depósito de extracción de polvo volante con elementos de unión a la caldera recuperadora de calor
4	Tamiz de polvo volante
1	Transportador de cinta desde la criba de polvo volante
1	Tolva colectora para ceniza/escoria
4	Lavador-enfriador
4	Desintegrador
4	Separador de agua
4	Bomba de agua de lavado
4	Antorcha de arranque con quemador
4	Guarda-hidráulica de antorcha
4	Cierre rápido de gas
4	Soplante de gas bruto

8.2 Gasificación de lignito

Cantidad	Denominación
1	Cierre rápido de gas
1	Gasómetro de gas bruto
2	Cierre rápido de gas
2	Electrofiltro húmedo
2	Bomba de reciclado de agua
diversas	Tuberías de conexión

8.2 Gasificación de lignito

Cantidad	Denominación
diversos	Instrumentos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.3 Tratamiento de agua de lavado

Cantidad	Denominación
2	Rascador circular para el estanque de decantación
3	Soplante de vapores
2	Bomba de agua de lavado (caliente)
1	Torre de refrigeración con ventilador
2	Bomba de agua de lavado (fría)
4	Bomba de lodos
1	Depósito para solución con agitador
1	Bomba dosificadora
diversas	Tuberías de unión

8.3 Tratamiento de agua de lavado

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medición y control
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.4 Compresión de gas bruto

Cantidad	Denominación
2	Compresor de gas bruto
2	Turbina de vapor de condensación
2	Sistema de aceite para alimentación de aceite de engrase del compresor y de la turbina
2	Reactor con catalizador y elementos interiores
8	Calentador de gas
8	Enfriador de gas
8	Separador de agua
4	Silenciador
2	Separador de gas
2	Bomba de condensados de gas bruto
2	Condensador de vapor



8.4 Compresión de gas bruto

Cantidad	Denominación
4	Bomba de condensados de vapor
2	Eyector de vapor
2	Soplante de N <sub>2</sub> /Aire
1	Grúa
diversas	Tuberías de unión

8.4 Compresión de gas bruto

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medición y control
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.5 Desulfuración de gas bruto

Cantidad	Denominación
1	Intercambiador de calor gas/gas
1	Lavador previo de CNH con elementos interiores y platos de barboteo
1	Intercambiador de calor gas/gas
1	Enfriador de gas a baja temperatura
1	Lavador de SH <sub>2</sub> con elementos interiores y platos de barboteo
1	Depósito de expansión
1	Precalentador de gas de retorno
1	Columna de enriquecimiento de SH <sub>2</sub>
3	Intercambiador de calor gas/gas
1	Columna de stripping de SH <sub>2</sub>
1	Intercambiador de calor
1	Enfriador
1	Depósito de expansión

8.5 Desulfuración del gas bruto

Cantidad	Denominación
1	Enfriador de gas a baja temperatura
1	Intercambiador de calor
1	Depósito de expansión
1	Columna de rectificación
2	Recalentador
1	Intercambiador de calor
1	Enfriador de gas a baja temperatura
1	Depósito para metanol fresco
1	Depósito para metanol regenerado
4	Bomba para metanol
diversas	Tuberías de unión

8.5 Desulfuración del gas bruto

Cantidad	Denominación
diversos	Instrumentos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.6 Lavado de CO<sub>2</sub>

Cantidad	Denominación
1	Intercambiador de calor gas/gas
1	Saturador de metanol
1	Intercambiador de calor gas/gas
1	Columna de lavado de CO <sub>2</sub>
1	Enfriador de metanol
2	Depósito de expansión
1	Intercambiador de calor
1	Columna de stripping de CO <sub>2</sub>
1	Intercambiador de calor
diversas	Bombas
1	Separador de gotas
1	Compresor de frío

8.6 Lavado de CO<sub>2</sub>

Cantidad	Denominación
1	Condensador, refrigerado por aire
1	Absorbedor de NH <sub>3</sub>
1	Depósito colector
1	Bomba
1	Intercambiador de calor
1	Columna rectificadora
1	Desorbedor, calentado por vapor
1	Desorbedor, calentado por agua caliente
1	Depósito colector
1	Condensador
1	Depósito de NH <sub>3</sub>
1	Bomba

8.6 Lavado de CO<sub>2</sub>

Cantidad	Denominación
1	Intercambiador de calor
2	Enfriador de vaporización
1	Depósito colector
2	Bomba
diversas	Tuberías de unión

4915  
05.83



8.6 Lavado de CO<sub>2</sub>

Cantidad	Denominación
diversos	Instrumentos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.7 Conversión de CO

Cantidad	Dénominación
----------	--------------

2	Humedecedor con elementos interiores y cuerpos de relleno
2	Intercambiador de calor gas/gas
2	Convertidor de CO (1) con elementos interiores y catalizador
2	Convertidor de CO (2) con elementos interiores y catalizador
2	Pre calentador de agua de calderas
2	Deshumedecedor con elementos interiores y cuerpos de relleno
2	Pre calentador de agua
2	Enfriador final
2	Separador de condensados
diversas	Bomba
diversos	Separador de condensados
diversas	Tuberías de unión

8.7 Conversión de CO

Cantidad	Denominación
diversos	Instrumentos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.8/8.9 Depuración fina (Lavado con N<sub>2</sub>-líquido)

Cantidad	Denominación
2	Adsorbedor criba molecular
1	Grupo de intercambiadores de calor
1	Columna de lavado de N <sub>2</sub>
1	Intercambiador de calor
1	Compresor de N <sub>2</sub>
1	Turbina de vapor de contrapresión
diversas	Tuberías de unión
diversos	Instrumentos de medida y regulación
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.10/8.11 Síntesis de amoníaco

Cantidad	Denominación
1	Compresor de gas de síntesis y de reciclado
diversos	Enfriador de gas
1	Turbina de vapor de condensación
1	Condensador
2	Bomba de condensados de vapor
1	Intercambiador de calor gas/gas
1	Calentador de arranque
1	Reactor de amoníaco con elementos interiores, intercambiadores de calor y catalizador
1	Pre calentador de agua de calderas
1	Enfriador de aire
1	Enfriador de agua
1	Intercambiador de calor
2	Enfriador de amoníaco a baja temperatura
1	Separador de amoníaco de alta presión

8.10/8.11 Síntesis de amoníaco

Cantidad	Denominación
1	Enfriador de amoníaco a baja temperatura
1	Compresor de amoníaco
1	Turbina de vapor de condensación
1	Condensador
2	Bomba de condensados de vapor
1	Depósito de descarga de alta presión
1	Depósito de descarga de baja presión
2	Bomba
1	Depósito de reserva
diversas	Tuberías de unión

8.10/8.11 Síntesis de amoníaco

Cantidad	Denominación
diversos	Instrumentos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.12 Fraccionamiento de aire

Cantidad	Denominación
2	Filtro de aire
2	Compresor de aire
2	Turbina de vapor de condensación
2	Condensador de vapor
4	Bomba de condensados de vapor
1	Enfriador de inyección por zonas
8	Batería REVEX
8	Caja de válvulas
1	Columna de presión
1	Condensador
1	Columna de baja presión
2	Bomba de oxígeno
2	Adsorbedor de reciclado
2	Adsorbedor de acetileno de criba molecular
1	Intercambiador de calor
1	Licudador
1	Licudador
2	Turbina de expansión
1	Condensador
2	Generador
1	Depósito (N <sub>2</sub> - líquido)
1	Gasómetro (N <sub>2</sub> - impuro)
1	Gasómetro (N <sub>2</sub> - puro)
1	Gasómetro (oxígeno)
diversas	Tuberías de unión



8.12 Fraccionamiento de aire

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.13 Tratamiento de agua de refrigeración

Cantidad	Denominación
1	Torre de refrigeración de celdas múltiples, con elementos interiores
6	Ventilador
4	Bomba de agua de refrigeración
2	Filtro de corriente parcial
2	Soplante de aire de barrido
1	Depósito de preparación
1	Agitador
2	Bomba dosificadora
2	Bomba de trasiego
1	Bomba de desagüe
diversas	Tuberías de unión

8.13 Tratamiento de agua de refrigeración

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.14 Tratamiento de agua de calderas

Cantidad	Denominación
2	Intercambiador de cationes
2	Intercambiador de aniones
2	Depósito de agua desionizada
2	Bomba de agua desionizada
2	Bomba de agua de regeneración
1	Depósito de condensados
2	Bomba de condensados
2	Intercambiador Condensados/Cationes
2	Intercambiador de lecho mixto
1	Condensador de vapores
1	Desgasificador de dos escalones
1	Depósito de agua de calderas
1	Depósito dosificador de $N_2H_4$ y $NH_4OH$
2	Bomba dosificadora
1	Depósito de reserva de HCl
1	Depósito de reserva de NaOH
1	Bomba de HCl
1	Bomba de NaOH
1	Depósito de neutralización
2	Agitador
1	Bomba de agua residual

8.14 Tratamiento de agua de calderas

Cantidad	Denominación
1	Depósito de lavado de resina
1	Soplante de aire de barrido
1	Depósito dosificador de ClH
1	Depósito dosificador de NaOH
1	Depósito dosificador de ClH para tratamiento de condensados
1	Depósito dosificador de NaOH
5	Inyector
2	Bomba de agua de calderas de alta presión
2	Bomba de agua de calderas de media presión
2	Bomba de agua de calderas de baja presión
1	Turbina de contrapresión para la bomba de agua de calderas de alta presión
diversas	Tuberías de unión

8.14 Tratamiento de agua de calderas

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.15 Generación de vapor y de energía eléctrica

Cantidad	Denominación
4	Cinta transportadora
4	Tolva de lignito bruto
4	Alimentador de molino
4	Molino de lignito bruto
4	Clasificador
2	Hogar para lignito pulverizado
2	Precalentador de agua de calderas
2	Recalentador de vapor
2	Zona de evaporación
2	Calderín
2	Soporte y estructura de caldera
2	Precalentador de aire
1	Depósito de fuel-oil
2	Bomba de fuel-oil
2	Dispositivo de extracción de ceniza
2	Electrofiltro
2	Soplante de aspiración de humos
2	Soplante de aire

8.15 Generación de vapor y energía eléctrica

Cantidad	Denominación
1	Chimenea
2	Soplante de aire
8	Transportador neumático
1	Tolva colectora de polvo
1	Soplante de agitación
1	Tornillo humedecedor
1	Cinta transportadora para ceniza
1	Filtro de aire residual
1	Soplante de aire residual
1	Generador
1	Turbina de toma de vapor de condensación
1	Condensador de vapor
2	Bomba de condensados de vapor
diversas	Tuberías de unión



8.15 Generación de vapor y de energía eléctrica

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.16 Obtención de azufre (Planta de proceso Claus)

Cantidad	Denominación
1	Calentador de la fracción $\text{SH}_2$
2	Soplante de oxígeno
2	Soplante de aire
1	Calentador de aire
1	Quemador
1	Horno Claus
1	Caldera de recuperación de calor
6	Guarda hidráulica
1	Reactor Claus (1) con elementos interiores y catalizador
1	Condensador de azufre
1	Calderín
1	Separador de azufre
1	Intercambiador de calor
1	Reactor Claus (2) con elementos interiores y catalizador
1	Condensador de azufre
1	Separador de azufre
1	Columna depuradora
1	Bombona de inmersión
1	Depósito separador de azufre
2	Bomba de reciclado de disolvente
1	Depósito enterrado
1	Bomba de inmersión para disolvente

8.16 Obtención de azufre (Planta de proceso Claus)

Cantidad	Denominación
2	Bomba de azufre
1	Depósito de azufre
2	Bomba de carga para azufre
1	Brazo de carga para azufre
2	Eyector
1	Bomba de agua residual
1	Enfriador de lodos
1	Depósito de preparación con agitador
1	Bomba de catalizador
2	Tanque de disolvente
1	Depósito colector
2	Bomba de disolvente
1	Enfriador/Calentador de disolvente
diversas	Tuberías de unión

8.16 Obtención de azufre (Planta de proceso Claus)

Cantidad	Denominación
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.17 Antorcha

Cantidad	Denominación
1	Colector para antorcha
1	Bomba de condensados
1	Antorcha
1	Seguro de retroceso de llama
1	Quemador
1	Quemador de encendido
1	Mecanismo de encendido
diversas	Tuberías de unión
diversos	Aparatos de medida y regulación
1	Motor eléctrico
1	Subestación eléctrica
1	Pupitre de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.18 Instalaciones y elementos diversos

Planta de aire de instrumentos

Cantidad	Denominación
4	Filtro de aspiración
2	Compresor de aire
2	Enfriador
2	Silenciador
2	Secador
2	Separador
2	Depósito de aire
diversas	Tuberías de unión
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Motores eléctricos
diversas	Instalaciones de mando
diversas	Subestaciones eléctricas
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.18 Instalaciones y elementos diversos

Suministro de corriente de emergencia

Cantidad	Denominación
2	Motor Diesel
2	Generador
2	Grupo de Baterías
1	Depósito de gasoil
diversas	Tuberías de unión
diversos	Aparatos de medida y regulación
diversos	Pupitres de mando
diversos	Cables
diversos	Dispositivos de alumbrado

8.18 Instalaciones y elementos diversos

## Instrumentación y Dispositivos de Mando

Cantidad	Denominación
1	Panel de mando
1	Armario de mando
1	Pupitre de mando
diversos	Instrumentos de mando en panel de la sala de control
diversos	Dispositivos de mando en la sala de control
diversos	Dispositivos locales de medida e impulsores
diversos	Aparatos locales de análisis
diversos	Dispositivos de enclavamiento
diversos	Dispositivos de alarma
diversos	Dispositivos de protección
diversas	Tuberías de medida
diversos	Cables
diversas	Consolas
diverso	Material de sujeción
diversos	Dispositivos de alumbrado



8.18 Instalaciones y elementos diversos

## Tuberías

El material de tubería para los distintos medios de servicio dentro de los límites de la planta comprende:

- Tuberías
- Fittings
- Compensadores
- Valvulería
- Elementos especiales
- Bridas
- Juntas
- Tornillos/Tuercas
- Puentes de tubería
- Bridas de sujeción de tubería
- Apoyos de tubería
- Amortiguación, también de depósitos, donde proceda
- Calefacción, también de depósitos, donde proceda
- Pintura, donde proceda

8.18 Instalaciones y elementos diversos

## Estructura metálica

La estructura metálica dentro de los límites de la planta, comprende:

- Construcciones de apoyo
- Plataformas de servicio
- Escaleras y pasarelas
- Galerías y puentes para cintas transportadoras
- Canales para cables
- Vías para grúas, donde proceda
  
- Cubiertas de instalaciones, donde proceda
- Pintura, donde proceda

8.18 Instalaciones y elementos diversos

Edificios, cimentación, obra de fábrica, viales, canales.

El alcance de la obra civil dentro de los límites de la planta, comprende:

- o Edificios y cimentaciones para
  - Tratamiento del lignito
  - Gasificación de lignito
  - Edificios de soplantes
  - Edificios de bombas
  - Edificio de compresores
  - Edificio de calderas
  - Tratamiento de agua de calderas
  - Sala de control
  - Puestos de mando y paneles de control

8.18 Instalaciones y elementos diversos

- o Cimientos para
  - Electrofiltros
  - Tratamiento de gas
  - Síntesis de amoníaco
  - Fraccionamiento de aire
  - Obtención de azufre
  - Tratamiento de agua
  - Torres de refrigeración
  - Tolvas
  - Gasómetros
  - Depósitos para materias líquidas
  - Alimentación de corriente eléctrica
  - Antorcha
  - Puentes de tuberías y de galerías para cintas transportadoras

8.18 Instalaciones y elementos diversos

- o Obra de fábrica para
  - Tratamiento del lignito
  - Gasificación de lignito
  - Generación de vapor
  - Obtención de azufre
  
- o Canales para agua
- o Canales de cables
- o Viales y aceras
- o Alumbrado de viales
- o Canalización
- o Protección contra la corrosión, donde proceda
- o Protección contra incendios y explosiones, donde proceda
- o Protección contra ruidos, donde proceda
- o Instalación de calefacción y ventilación, donde proceda

8.18 Instalaciones y elementos diversos

Medios de consumo

Primer llenado de:

- Aceite de engrase para turbinas, compresores, soplantes y reductores
- Aceite para transformadores
- Masa de adsorción para la instalación de aire de instrumentos
- Metanol para la desulfuración de gas bruto y el lavado de CO<sub>2</sub>
- Amoníaco para la planta de frío del tratamiento de gas
- Catalizadores para la compresión de gas bruto, la conversión de CO, la síntesis de amoníaco y la obtención de azufre
- Tamices moleculares para el fraccionamiento de aire y la eliminación de CO<sub>2</sub>

9. Descripción y esquema de procesos

(Los esquemas se encuentran en la carpeta de planos)

## 9.1 Tratamiento del lignito

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 A11 001 002.

El lignito pulverizado necesario para la alimentación de la planta de gasificación de lignito es producido en la unidad de secado y molienda.

Esta unidad de secado y molienda está diseñada de tal forma que la cantidad total necesaria de lignito pulverizado, con una granulometría final del 80% en peso, inferior a 0,09 mm, pueda ser producida en tres líneas paralelas separadas. Cada línea de la instalación tiene una capacidad de 60 t/h de lignito bruto y puede ser utilizada como planta de secado y molienda trabajando independientemente una de las otras.

El lignito bruto suministrado desde el parque de lignitos por medio de cintas transportadoras, con una granulometría de 30 mm como máximo, es enviado a las tolvas de lignito bruto correspondientes, conforme a la capacidad de las tres líneas de molienda y secado; cada una de estas tolvas está prevista para una capacidad de aprox. 5.00 t.

Por medio de indicadores de nivel en dichas tolvas se controla la alimentación del lignito bruto.

A fin de evitar la entrada de aire falso en el secado y la molienda se ha previsto que en las tolvas de lignito bruto exista siempre una columna de lignito de al menos 2 m por encima de la salida de la tolva. Para asegurar esta medida se ha proyectado un dispositivo de medida por isótopos para el control del llenado mínimo de la tolva.



Cada una de las líneas trabaja como se describe a continuación:

El lignito bruto es extraído de la tolva correspondiente por medio de una banda extractora de placas y distribuido a través de un pozo de caída sobre un transportador de cadena.

La banda extractora de placas y el transportador de cadena están equipados con accionamientos regulables de forma continua. El caudal de lignito a transportar es fijado por variación del número de revoluciones en el transportador de cadena.

El pozo de caída lleva una regulación de nivel por medio de un dispositivo de medida por isótopos, que garantiza la existencia constante de una columna de lignito y es una seguridad complementaria contra la entrada de aire en todo el recorrido del lignito bruto.

Asimismo, el pozo de caída está alimentado con  $N_2$ , con la sobrepresión necesaria respecto a la atmósfera exterior para que actúe como agente de estanqueidad.

Por medio del transportador de cadena con regulación contínua, el lignito bruto es alimentado al tubo de elevación, en el cual se produce un secado brusco del lignito por medio de humos calientes, secado que asimismo va unido a una molienda previa. El lignito, previamente secado de esta forma, junto con los humos y con el lignito ya molido a granulometría fina, va a parar al clasificador. En este clasificador la fracción mayor de 0,1 mm es separada en su mayor parte y reciclada al molino a través de un conducto de retorno para material de rechazo. En el molino se lleva a cabo al mismo tiempo el secado adicional del lignito y su molienda final a la granulometría deseada.

El lignito pulverizado que sale del molino con los humos calientes va al clasificador a través del tubo de elevación.

En este tramo, como se indicaba anteriormente, se adiciona el lignito bruto al lignito pulverizado, cuya fracción a la especificación deseada sale del clasificador pasando al ciclón separador de polvo.

En el ciclón, el lignito pulverizado es separado en su mayor parte del gas de secado y enviado a través de una esclusa circular a la tolva de lignito pulverizado.

La tolva de lignito pulverizado, con una capacidad de aprox. 200 t, está apoyada sobre cápsulas manométricas a fin de obtener una indicación exacta del grado de llenado de la tolva.

Como gas de secado se han previsto los gases de combustión producidos en un generador de gas, por la combustión de lignito pulverizado con aire, que es comprimido a la presión necesaria en una soplante de aire de combustión.

El lignito pulverizado para el gas de secado va al quemador del generador de gas a través de una esclusa circular después de ser extraído de la tolva de lignito pulverizado. El encendido del lignito pulverizado se realiza por medio de una lanza de encendido por fuel oil, que va montada en el quemador. La ceniza producida por la combustión del lignito pulverizado es enviada por medio de un dispositivo de extracción de cenizas al lugar de depósito, para su eliminación.

El gas de secado que sale del ciclón, conteniendo cantidades mínimas de lignito pulverizado es enviado al electrofiltro y depurado hasta el contenido en polvo permisible.

El carbón pulverizado desprendido en el electrofiltro es enviado con nitrógeno por medio de alimentadores de tobera y tuberías a la tolva de lignito pulverizado.

Para la producción de la depresión necesaria y para el transporte de un volumen constante de gas, se ha proyectado una soplante de molino entre el ciclón y el electrofiltro.

El gas de secado depurado en el electrofiltro es dividido en dos caudales parciales. Un caudal parcial dependiente de la humedad del lignito es reciclado nuevamente al sistema de aire, es decir, enviado al generador de gas combustible por medio de una soplante de vapores, en tanto que el segundo caudal parcial es enviado a la atmósfera, primero, a través de la clapeta de regulación manométrica prevista delante de la chimenea y después, a través de la chimenea misma. La chimenea está proyectada conjuntamente para las unidades de molienda y secado y de generación de vapor.

El gas de secado reciclado dependiente de la humedad del lignito bruto garantiza la humedad residual del lignito pulverizado deseada a la salida del clasificador. Con el fin de conseguir en el sistema una presión de trabajo estable, se ha previsto delante de la chimenea una clapeta de regulación manométrica, que es controlada a través de la medición de presión prevista detrás del electrofiltro.

Con el fin de asegurar en la tolva de lignito pulverizado una sobrepresión reducida, se ha previsto una tubería de unión con una clapeta de regulación manométrica, entre la tolva de lignito pulverizado y la tubería delante del ciclón separador de polvo.

Con el fin de evitar, durante el funcionamiento de la unidad de molienda y secado, el rebasar o el alcanzar en cualquier lugar del sistema, el punto de rocío, la instalación va calorifugada en sus partes más esenciales.

Además, tanto el ciclón separador de polvo como el electrofiltro y la tolva de lignito pulverizado van calentados exteriormente con vapor para evitar corrosiones así como depósitos de lignito pulverizado en las paredes, producidos por condensación.

Para la inertización y a fin de conseguir una extracción del lignito pulverizado sin problemas, la tolva está provista en su fondo de un dispositivo de desaglomeración por alimentación de nitrógeno. Esta alimentación de nitrógeno es mantenida también durante periodos de producción sin extracción de material y sirve entonces de refrigeración complementaria y evita un auto-encendido del lignito pulverizado almacenado.

## 9.2 Gasificación del Lignito

Esquemas de flujo	H2 4915 B11 001 003
correspondientes	H2 4915 B11 001 004

La gasificación del lignito pulverizado se realiza según el proceso KOPPERS TOTZEK.

Se han previsto 4 líneas de gasificación, una de ellas como línea de reserva.

El lignito pulverizado producido en la instalación de tratamiento del lignito es extraído de las tolvas de lignito pulverizado por medio de dispositivos extractores y alimentado por medio de bombas neumáticas a las tolvas separadoras de los gasificadores. Para el transporte del lignito pulverizado se utiliza nitrógeno impuro.

Este nitrógeno producido en la instalación de fraccionamiento de aire se comprime hasta aprox. 3,5 bar y se conduce a las bombas neumáticas que transportan el lignito pulverizado desde la instalación de tratamiento del lignito a la planta de gasificación. Una capacidad de reserva del gasómetro de N<sub>2</sub> permite poder vaciar las tuberías incluso cuando se produzca un corte de corriente.

La distribución del lignito pulverizado en cada una de las tolvas de cada gasificador y a cada uno de los diferentes gasificadores tiene lugar por medio de un sistema de distribución en el cual se utilizan válvulas de 2 vías como elementos conmutadores. En la parte superior de la tolva separadora tiene lugar la separación del lignito pulverizado del nitrógeno utilizado para el transporte.

El nitrógeno que todavía lleva restos de lignito pulverizado es conducido, después de salir de las tolvas de separación, a los electrofiltros de la instalación de tratamiento de lignito, para someterlo a un desempolvado fino.

Cada gasificador dispone de cuatro cabezas de gasificación. Cada cabeza está provista de un sistema de tolvas, de un grupo helicoidal doble para la alimentación del lignito pulverizado, de equipos para la mezcla de oxígeno y vapor de agua, así como de un quemador doble de lignito pulverizado.

Desde las tolvas de separación se conduce el lignito pulverizado con un alimentador a unas tolvas intermedias, desde donde se extrae con alimentadores helicoidales el lignito pulverizado que es alimentado al quemador de lignito pulverizado.

Antes de entrar en el quemador, se añade al lignito pulverizado el oxígeno necesario de gasificación en el mezclador. En caso de un corte en el suministro de lignito pulverizado y/o medio de gasificación se produce inmediatamente la inertización del gasificador con nitrógeno del gasómetro de nitrógeno.

El oxígeno de gasificación producido en la instalación de fraccionamiento de aire tiene una pureza de 98% en vol.  $O_2$ . A cada línea de gasificación corresponde una soplante de oxígeno que comprime el oxígeno alimentado a la presión necesaria para el proceso. A continuación se calienta el oxígeno en el calentador de oxígeno.

Como gas de cierre para los registros de control y de desatasque se utiliza nitrógeno.

A la salida del gasificador se inyecta al gas bruto producido, agua de quenching que es llevada a la presión necesaria por medio de una bomba, antes de su inyección en la zona de quenching.

El gas fluye a través de la caldera de recuperación de calor después de salir del gasificador. En la caldera se aprovecha la mayor parte del calor sensible del gas para producir vapor saturado de media presión.

El gasificador está provisto de una camisa de refrigeración en la cual se produce vapor saturado de baja presión. El vapor se utiliza como vapor de calefacción en las diferentes unidades de proceso.

Parte de las cenizas que lleva el lignito pulverizado y el carbono no gasificado son arrastrados por el gas como polvo volante. Las cenizas restantes fluyen por abajo en forma de escoria líquida, saliendo del gasificador y cayendo en un baño de agua, en donde tiene lugar su granulación y extracción (transportador de banda rascadora).

El polvo volante que se recoge en la caldera recuperadora de calor llega al depósito de descarga de polvo volante, del cual se extraen las partículas más gruesas a través de un tamiz. Los finos se conducen al sistema de agua de lavado.

La retirada de la escoria prácticamente libre de carbono tiene lugar con una cinta transportadora.

El gas fluye, después de salir de la caldera recuperadora de calor a través del lavador-enfriador en el que tiene lugar la separación casi total del polvo volante y en el que es enfriado hasta unos grados por encima de la temperatura del agua de lavado.

El desintegrador posterior como lavador húmedo mecánico, juntamente con el separador de agua depuran el gas hasta un contenido de polvo inferior a  $50 \text{ mg}/\text{m}^3$ .

El agua de lavado que sale de este escalón de depuración fina, escasamente cargada de polvo, es reconducida con la bomba de agua de lavado al lavador-enfriador para ser utilizada nuevamente en la parte inferior del mismo.

Después de salir del separador de agua el gas bruto es comprimido con la soplante de gas bruto hasta la contra presión reinante en el gasómetro de gas bruto.

Para cada línea de gasificación se ha previsto una antorcha de arranque. Hasta que el gas, durante la operación de arranque, no alcance la calidad necesaria, se efectuará su expulsión a la atmósfera a través de esta antorcha. La válvula de cierre rápido de gas estará cer rada durante esta operación, de forma que el gas llegará a la antorcha a través de la guarda hidráulica de la misma.

Para la inertización de la planta se han previsto dos guardas hidráulicas de  $\text{N}_2$ .

Los gasificadores serán puestos en marcha con fuel-oil.



El volumen de producción de gas bruto puede establecerse en pocos minutos en un margen de 40 - 100 %, sin que la composición del gas bruto sufra cambios de importancia.

La puesta en marcha de un gasificador se puede hacer en menos de una hora. Si la caldera recuperadora de calor está "fría" se necesita para la operación de arranque hasta un tiempo de 5 horas en consideración al aumento necesario de temperatura del material de la caldera.

Cada línea de gasificación tiene un sistema de seguridad especial que produce la parada automática de las cabezas de gasificación contrapuestas y/o de toda la línea de gasificación, en el caso de que uno de los parámetros de operación sobrepasara hacia arriba o hacia abajo los valores límites. Un gasificador desconectado se inertiza automáticamente. Para este fin está provista cada línea de gasificación de una reserva de nitrógeno.

Todo el sistema está diseñado de tal forma que en caso de corte de corriente o de rotura de cables se sitúe en posición de bloqueo por dispositivos de resortes (u otros acumuladores energéticos incorporados) (fail safe).

Para los valores de medición que puedan dar lugar a la parada de toda la planta de gasificación se ha previsto un selector con 2 a 3 conmutaciones posibles con el fin de evitar paradas innecesarias.

Desde la planta de gasificación es conducido el gas bruto al gasómetro correspondiente. El gasómetro está conectado en flujo de paso y sirve como volumen acumulador y regulador entre la planta de gasificación de lignito productora de gas y los compresores de gas bruto que toman el gas. Por medio de las válvulas de cierre rápido de gas instaladas en la entrada y en la salida se puede aislar el gasómetro en caso de peligro.

La depuración fina del gas bruto hasta un contenido residual de polvo inferior a  $0,2 \text{ mg}/\text{m}^3$ , tiene lugar en electrofiltros húmedos que estarán situados entre el gasómetro y los compresores de gas bruto.

El agua necesaria para el enjuague de los electrofiltros se mantiene en circuito con la bomba de reciclado de agua. El caudal de agua ligeramente sucia que hay que evacuar para eliminar las partículas sólidas separadas se alimenta al sistema de agua de lavado.

La alimentación del caudal necesario de agua de lavado en el circuito tiene lugar por medio del regulador de nivel del depósito de la bomba.

El depósito de agua, debajo de los electrofiltros, estará herméticamente cerrado al gas.

### 9.3 Tratamiento de agua de lavado

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 C11 001 001.

En esta instalación, el agua calentada y cargada de partículas sólidas en la planta de gasificación durante el enfriamiento y la depuración del gas bruto, es tratada y, después, bombeada de nuevo a la unidad de gasificación.

El agua de lavado procedente de la planta de gasificación es enviada a través de un sistema cubierto de canales hasta los estanques de decantación, asimismo cubiertos. El agua de lavado caliente, cargada de partículas sólidas fluye en dicho estanque, donde se produce la decantación de las partículas sólidas.

Los vapores desprendidos son aspirados del sistema de canales y del estanque de decantación por soplantes y mezclados a los vapores procedentes de la torre de refrigeración del agua de lavado.

A través de un sistema apropiado de canales, el agua de lavado depurada y caliente, va a parar al pozo de bombas del agua de lavado, que la envían a la torre de refrigeración. A este pozo de bombas son enviadas, además, pequeñas cantidades de agua residual procedente de la compresión de gas bruto y que, esencialmente, proviene de la humedad que se encuentra aún en el gas bruto antes de la compresión.

La torre de refrigeración se compone de un número de celdas, que pueden ser separadas unas de otras para su inspección.

Un rascador apropiado empuja hasta el centro del estanque de decantación las partículas sólidas decantadas, que son extraídas, entonces, del pozo de lodos y enviadas a su lugar de deposición en forma continua, por medio de la bomba de lodos.

El agua de lavado refrigerada fluye en el pozo de aspiración de las bombas de agua de lavado, que la envían a la planta de gasificación para su reutilización.

El agua de reposición, que es aún necesaria para el control del nivel del pozo de las bombas de agua fría, puede ser bombeada al pozo de aspiración de las bombas de agua de lavado por medio de un regulador de nivel. Las pérdidas de agua producidas en el tratamiento de agua de lavado son compensadas con agua de reposición, que es el agua rechazada de la instalación de tratamiento de agua de refrigeración.

Para optimizar el comportamiento a la decantación se adiciona, antes del estanque de decantación, un floculador, a través de un depósito para solución y de una bomba dosificadora.

#### 9.4. Compresión de gas bruto

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 D11 001 001.

Para la compresión del gas bruto se han previsto dos compresores trabajando en paralelo.

En el compresor de gas bruto de varios cuerpos el gas bruto desempolvado y enfriado procedente de la producción de gas, es comprimido en 4 escalones desde una presión de aprox. 1 bar hasta la presión de 36 bar necesaria para el tratamiento del gas.

El gas calentado durante la compresión es enfriado en dos escalones en los enfriadores de gas hasta una temperatura de aprox. 35°C. Los separadores de condensados, ubicados detrás de cada uno de dichos enfriadores, eliminan el condensado producido por el enfriamiento y lo envían a través de un regulador de nivel a un separador de gases que se encuentra a una presión reducida. Los condensados son enviados por medio de una bomba de condensados de gas a la instalación de tratamiento de agua de lavado.

El gas liberado en la descompresión de estos condensados es reciclado a la aspiración del compresor.

A fin de impedir la erosión en el compresor, producida por gotas de agua, un pequeño caudal del gas caliente es extraído después de cada escalón y mezclado al gas enfriado después de cada enfriador y en la aspiración del primer escalón respectivamente; de esta forma son evaporadas las pequeñas gotas de agua.

El compresor está equipado con una regulación del límite de bombeo. En el caso de que el compresor alcance este límite de bombeo, el caudal de gas que no se haya absorbido en el tratamiento de gas es reciclado a la aspiración del primer escalón a través de un bypass equipado con silenciadores.

Como seguridad ante una presión elevada se ha ubicado en el último escalón una válvula de seguridad, que recicla el gas a la aspiración del primer escalón en caso de sobrepresión.

Para evitar pérdidas de gas bruto y/o entrada de aire, las partes intermedias del sellado del eje están bajo atmósfera de nitrógeno. Con esto, además, el sellado de alta presión está en conexión con el sellado de baja presión. Es admisible que una pequeña cantidad de nitrógeno pase al gas bruto. El nitrógeno es aspirado de la zona del sellado exterior a la atmósfera por medio de unas soplantes. La aspiración de la soplante es ajustada por medio de una regulación. En el caso de una parada, el nitrógeno es aspirado por medio de un eyector de vapor, ubicado en paralelo.

El compresor de gas bruto es accionado por una turbina de condensación alimentada con vapor de media presión.

El vapor de salida de las turbinas es condensado en el condensador y reciclado en la red de condensados por medio de una bomba de condensados.

Después del primer escalón de compresión se ha previsto un reactor catalítico para eliminar los rastros de los componentes contenidos en el gas bruto, que pudieran originar depósitos en el compresor o en los enfriadores. El reactor tiene un relleno de catalizador, que reduce los rastros de NO a N<sub>2</sub>. Al mismo tiempo el O<sub>2</sub> es transformado en H<sub>2</sub>O y el SO<sub>2</sub> en H<sub>2</sub>S. Los restantes componentes del gas no son transformados. La temperatura después del primer escalón de compresión es suficiente para la eficacia del catalizador.

### 9.5. Desulfuración de gas bruto

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 E11 001 001.

El tratamiento del gas bruto para obtener el gas de síntesis tiene lugar en varias etapas. La eliminación de los componentes ácidos en el gas bruto, tales como  $\text{SH}_2$ , COS y  $\text{CO}_2$ , se hace con el proceso de lavado Rectisol, sistema Krupp-Koppers. En este sistema de lavado se emplea metanol enfriado a fondo como disolvente activo.

La primera etapa del tratamiento de gas es la desulfuración del gas bruto. En la misma se eliminan el  $\text{SH}_2$  y el COS hasta un contenido de 2 ppm en vol. de azufre total. La desulfuración del gas bruto está combinada con el lavado de  $\text{CO}_2$ .

La desulfuración de gas bruto se desarrolla de la forma siguiente :

El gas bruto comprimido con un compresor hasta 36 bar es enfriado en el intercambiador de calor gas/gas con gas desulfurado y entra en el lavador de HCN con una temperatura de aprox. 15°C. En este lavador se eliminan las impurezas del gas tales como HCN,  $\text{NH}_3$  y una parte de  $\text{H}_2\text{O}$  por medio de metanol.

El metanol enriquecido es alimentado a la columna rectificadora después de una descompresión. En esta descompresión se desprende una parte de los componentes gaseosos disueltos, que es conducida a la fracción  $\text{SH}_2/\text{COS}$ .



El gas bruto que sale del lavador previo es nuevamente enfriado con gas desulfurado en el intercambiador de calor gas/gas así como con amoníaco evaporado en el enfriador de gas a baja temperatura.

El gas bruto enfriado entra después en el lavador de  $\text{SH}_2$  donde tiene lugar un tratamiento en contracorriente con metanol a una temperatura de aprox.  $-45^\circ\text{C}$ . metanol procedente de la columna de stripping de  $\text{CO}_2$ . El lavador de  $\text{SH}_2$  está provisto de platos de barboteo. El gas desulfurado sale después del lavador y es calentado en los intercambiadores de calor gas/gas y alimentado a continuación a la unidad de conversión de  $\text{CO}$ .

El metanol enriquecido que va cayendo en la parte inferior del lavador de  $\text{SH}_2$  es conducido, con regulación de nivel, a un depósito de expansión donde se desprende por el efecto de la descompresión una parte de los gases lavados, que es reconducida como gas de retorno al gasómetro de gas bruto después de haber sido calentado en el precalentador correspondiente. El metanol es conducido, después de la expansión, a la columna de enriquecimiento de  $\text{SH}_2$ , donde es sometido a separación con nitrógeno para eliminar el  $\text{CO}_2$ . El  $\text{CO}_2$  recogido y el nitrógeno salen de la planta como gas de escape después de haber cedido parte de su calor.

El metanol tratado de esta forma se conduce entonces a la columna de stripping de  $\text{SH}_2$ , donde se regenera calentándolo con un dispositivo de calentamiento de recirculación en cola alimentado con vapor. Los vapores de  $\text{SH}_2$  y  $\text{COS}$  que quedan libres son conducidos a la instalación de obtención de azufre después de haber sido enfriados.

El metanol regenerado de esta forma sale por la parte inferior de la columna de stripping de  $\text{SH}_2$ . Una parte del metanol va hacia la columna de lavado de  $\text{CO}_2$ , mientras que otra parte es empleada para la saturación de los gases antes del lavado de  $\text{SH}_2$  y  $\text{CO}_2$ . El resto es alimentado a la columna de rectificación para proseguir la regeneración. La columna de rectificación está provista igualmente de un sistema de calefacción de circulación en cola. En la columna de rectificación se recoge como producto de cola el agua contenida en el metanol alimentado. El metanol libre de agua sale por la parte superior de la columna de rectificación en estado gaseoso y es condensado y enfriado en intercambiadores de calor y posteriormente alimentado a un depósito de expansión. En este depósito se desprenden las combinaciones sulfurosas gaseosas que todavía hubieran quedado disueltas. El metanol regenerado de esta forma es conducido a la columna de stripping de  $\text{SH}_2$ .

9.6. Lavado de CO<sub>2</sub>

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 E11 001 001.

El lavado de CO<sub>2</sub> es la tercera etapa del tratamiento del gas y está a continuación de la conversión de CO. El proceso se desarrolla de la manera siguiente :

El gas convertido es enfriado previamente en el intercambiador de calor gas/gas con gas de síntesis y dióxido de carbono. En un saturador conectado a continuación tiene lugar la saturación con metanol para evitar la formación de hielo al proseguir el enfriamiento. A la salida del saturador se sigue enfriando el gas en un intercambiador de calor con gas de síntesis frío y gas de escape. El gas, enfriado a fondo, es alimentado a la columna de lavado de CO<sub>2</sub> en su parte inferior, donde se elimina el CO<sub>2</sub> por medio de lavado con dos corrientes diferentes de metanol. En el plato superior de la columna de lavado se alimenta metanol puro procedente de la columna de regeneración. El metanol parcialmente regenerado procedente de la columna de separación, es alimentado a un plato intermedio. El calor de adsorción producido es eliminado parcialmente en un enfriador, por medio de enfriamiento exterior a fondo del metanol. El gas lavado que sale por la parte superior de la columna con un contenido de CO<sub>2</sub> de 20 ppm. en vol. es conducido a la unidad de lavado con nitrógeno líquido.

El metanol conteniendo CO<sub>2</sub>, que sale por la parte inferior de la columna de lavado de CO<sub>2</sub>, es sometido a una expansión intermedia en un depósito de expansión.

El gas ya expansionado que sale del depósito de expansión es calentado en el precalentador de gas expansionado juntamente con el gas expansionado procedente de la etapa de desulfuración, utilizándose para ello la fracción de  $\text{SH}_2$  y después es conducido nuevamente al gasómetro de gas bruto.

El metanol expansionado previamente es, finalmente, expansionado en otro depósito de expansión.

El  $\text{CO}_2$  frío desprendido en el segundo escalón de expansión es utilizado para el enfriamiento del gas convertido, a la par que es calentado, abandonando la instalación como subproducto.

El metanol expansionado es conducido a la columna de stripping de  $\text{CO}_2$  para su tratamiento posterior. Aquí se efectúa un stripping con nitrógeno para reducir su contenido en  $\text{CO}_2$ . El  $\text{CO}_2$  desprendido del metanol y el nitrógeno del stripping salen por la parte superior de la columna de stripping como gases de escape. Estos gases fríos también se utilizan para enfriar el gas convertido.

Una parte del metanol regenerado en el stripper de  $\text{CO}_2$  va a la columna de lavado de  $\text{CO}_2$  en tanto que otra parte del mismo va a la columna de lavado de  $\text{SH}_2$  y a la de enriquecimiento de  $\text{SH}_2$ .

Para cubrir la demanda de frío en la instalación de tratamiento de gas se ha previsto una unidad frigorífica por absorción que trabaja con una mezcla de agua y  $\text{NH}_3$ . El calor necesario para operar la unidad frigorífica por absorción se toma, en operación normal, del gas convertido por medio de un circuito de agua caliente.

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 E11 001 002.

El funcionamiento de la planta es el siguiente :

El refrigerante gaseoso recogido en los refrigeradores de la instalación de tratamiento de gas es aspirado por un compresor a través de un separador de gotas y alimentado, a través de un condensador enfriado por aire, al absorbedor de  $\text{NH}_3$  donde tiene lugar su absorción con una solución débil de  $\text{NH}_3$  en agua. El calor de absorción producido es eliminado con agua de refrigeración. La solución, enriquecida con  $\text{NH}_3$ , es alimentada a la columna de rectificación a través de un depósito colector y de una bomba. Antes de entrar en la columna de rectificación, la solución fuertemente enriquecida, es precalentada por la solución débilmente enriquecida en un intercambiador de calor. La columna de rectificación está equipada en su parte inferior con desorbedores calentables. Un desorbedor está previsto para calefacción con vapor y el otro para calefacción con agua caliente. La solución de  $\text{NH}_3$  débil que se desprende en los desorbedores es alimentada al absorbedor de  $\text{NH}_3$ , a través de un depósito colector y de un intercambiador de calor.

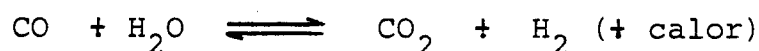
El amoníaco gaseoso que sale por la parte superior de la columna de rectificación se condensa en un condensador. Una pequeña parte del amoníaco condensado es conducida nuevamente a la cabeza de la columna de rectificación como deflegmado. El resto del amoníaco líquido vuelve otra vez a los refrigeradores de la instalación de tratamiento de gas después de pasar por intercambiadores de calor. Antes de su entrada en los refrigeradores de la instalación de tratamiento de gas, el amoníaco líquido es enfriado en el enfriador-evaporador con amoníaco a la temperatura deseada de aprox.  $-50^\circ\text{C}$ .

Para evitar la acumulación de agua en los refrigeradores es extraída del circuito una pequeña cantidad del refrigerante e introducida nuevamente en la solución enriquecida detrás del absorbedor de  $\text{NH}_3$ .

9.7. Conversión de CO

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 E11 001 001.

El objeto de la instalación de conversión de CO es la transformación catalítica del monóxido de carbono (CO) con la aportación de vapor de agua (H<sub>2</sub>O), en dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e hidrógeno (H<sub>2</sub>), según la siguiente igualdad :



El equilibrio de esta reacción es prácticamente independiente de la presión, pero dependiente de la relación de los diferentes componentes entre sí y de la temperatura. El aumento de la cantidad de vapor desplaza el equilibrio hacia un contenido menor de CO.

Una temperatura más elevada acelera la velocidad de reacción, pero da lugar a un mayor contenido residual de CO bajo las condiciones de equilibrio. Pequeñas cantidades de gases inertes, tales como N<sub>2</sub>, Ar o CH<sub>4</sub> no influyen en modo alguno sobre el equilibrio. Las trazas de oxígeno se transforman en vapor de agua.

La conversión de CO funciona de la forma siguiente :

Para reducir el tamaño de los aparatos, todo el volumen de gas es tratado en dos líneas paralelas iguales.

4915

05.83

El gas, libre de  $\text{SH}_2$  y de otras combinaciones de azufre es alimentado, con una temperatura de aprox,  $250^\circ\text{C}$ , en la parte inferior del humedecedor. En este aparato el gas es calentado por agua caliente, pasando por dos lechos de cuerpos de relleno, a una temperatura superior a  $2000^\circ\text{C}$  y se satura con vapor de agua. El agua caliente penetra en el humedecedor por su parte superior y es extraída por la parte inferior del mismo. Este agua es alimentada de forma regulada en la cabeza del deshumedecedor.

El gas, caliente y saturado de vapor de agua, sale por la parte superior del humedecedor. Al gas saturado de vapor de agua se le dosifica después la cantidad necesaria de vapor de reacción por medio de un dispositivo de regulación proporcional.

En el intercambiador de calor gas/gas la mezcla gas - vapor es calentada a la temperatura necesaria para el catalizador, con ayuda del gas convertido caliente.

El gas caliente penetra en el convertidor de CO (1) por la parte superior, donde tiene lugar la transformación catalítica con vapor de agua de la mayor parte de CO contenida en el gas, resultando  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$ .

La reacción fuertemente exotérmica hace que la temperatura del gas aumente hasta aprox.  $500^\circ\text{C}$ . El convertidor está revestido interiormente de masa apisonada aislante para conservar fría la pared que soporta la presión. El catalizador está soportado por una capa de bolas de material inerte. El gas convertido caliente se utiliza para precalentar el gas procedente del humedecedor en el intercambiador de calor gas/gas arriba referido, y después penetra en el convertidor de CO (2) por su parte superior. Este convertidor es semejante al convertidor de CO (1) pero contiene una cantidad de catalizador mucho mayor. El gas convertido sale del convertidor de CO (2) con un contenido residual de CO entre 3 - 4% referido al gas seco.

El gas caliente convertido penetra después en el deshumedecedor por su parte inferior, donde pasando por capas de cuerpos de relleno es enfriado por riego de agua en contracorriente.

Aquí, una parte del calor sensible es cedida al agua reciclada, teniendo lugar al mismo tiempo la condensación de una parte del vapor de agua contenido en el gas. El agua reciclada caliente es extraída por la parte inferior del deshumedecedor, calentada adicionalmente en el intercambiador de calor gas/agua con el gas convertido y después alimentada al humedecedor por su parte superior.

Detrás del deshumedecedor se ha colocado un precalentador, en el cual es precalentada el agua para la operación de la unidad frigorífica por absorción. En este precalentador es enfriado el gas convertido, con lo cual se condensa una parte adicional del vapor de agua acompañante. El gas es sometido a un enfriamiento posterior en el enfriador final, que es operado con agua de refrigeración. En el separador de condensados, situado a continuación, tiene lugar la separación del condensado formado.

Después del enfriamiento el gas convertido procedente de las dos líneas es conducido conjuntamente a la instalación de lavado de CO<sub>2</sub> ubicada a continuación.

Para la puesta en marcha de la instalación de conversión se hace pasar nitrógeno puro a través de los convertidores de CO (1) y (2)



9.8/9.9. Depuración fina (lavado con  $N_2$  líquido)

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 E11 001 001.

La última etapa del tratamiento de gas es la depuración fina. La misma tiene lugar por medio de un lavado con nitrógeno líquido. En este proceso de lavado se eliminan las sustancias que todavía están contenidas en el gas y que pueden perjudicar y causar anomalías en el catalizador. Durante y después del proceso de lavado se adiciona al gas tratado, el nitrógeno de síntesis, comprimido por un turbocompresor.

El proceso se desarrolla de la manera siguiente :

El gas depurado procedente de la instalación de lavado de  $CO_2$  es conducido previamente a través de unos adsorbedores en los que se eliminan los restos de  $CO_2$  y de metanol. Los adsorbedores (que no están representados en el esquema) trabajan discontinuamente y su regeneración se efectúa con nitrógeno precalentado.

El gas completamente libre de  $CO_2$  es enfriado entonces en intercambiadores de calor con gas de síntesis y producto de cola evaporado, procedente de la columna de lavado de  $N_2$ . Después el gas es alimentado a la columna de lavado de  $N_2$ . Como medio de lavado se utiliza nitrógeno líquido el cual se dispersa en contracorriente por riego sobre el gas, con lo que se eliminan por condensación las impurezas de  $CO$ ,  $CH_4$  y  $Ar$ . El gas depurado sale de la columna de lavado por la parte superior, siendo después precalentado en intercambiadores de calor, previa adición de nitrógeno.

La mayor parte del gas de síntesis es llevada al lavado de  $\text{CO}_2$ , donde sigue siendo precalentado en intercambiadores de calor. El resto del gas también es precalentado con nitrógeno en un inter cambiador de calor.

El producto de cola de la columna de lavado es expansionado y después evaporado y calentado en un intercambiador de calor, abandonando la planta como gas residual. Por adición de nitrógeno líqui do al producto de cola de la columna de lavado se compensan las pérdidas de frío.

El gas posee ahora la composición estequiométrica para la síntesis del amoníaco.

4915

05.83

9.10/9.11 Síntesis de amoníaco

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 H1 001 001.

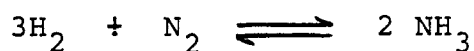
La producción de amoníaco tiene lugar en una así denominada planta de baja presión a unos 135 bar.

El proceso se desarrolla de la siguiente manera :

El gas de síntesis es mezclado con gas expansionado procedente del separador de alta presión y comprimido en un compresor centrífugo a una presión de aprox. 128 bar. En un segundo compresor de reciclado tiene lugar un aumento de la presión hasta 138 bar juntamente con el gas reciclado.

En el intercambiador de calor, gas/mezcla (gas/NH<sub>3</sub>) se efectúa un precalentamiento con gas de salida (gas de síntesis/NH<sub>3</sub>) del reactor hasta aprox. 250°C.

El gas precalentado es separado en dos corrientes desiguales y alimentado al reactor, que está diseñado como reactor de flujo radial y dispone de dos lechos de catalizador. El flujo principal del gas alimentado penetra en el reactor por la parte interior de la camisa de presión hacia la cabeza del reactor, y desde allí, a través de un intercambiador de calor, al primer lecho del catalizador. Detrás del intercambiador de calor y por adición de gas, se ajusta la temperatura para la entrada en el primer lecho del catalizador. En este lecho se transforma una parte del gas de síntesis en amoníaco según la igualdad:



Con el calor de reacción liberado se calienta la mezcla gas de síntesis/ $\text{NH}_3$ . El calor sensible es cedido en el intercambiador de calor al gas entrante, en tanto que el enfriado fluye a través del segundo lecho de catalizador, en donde es transformada otra parte del gas en amoníaco.

La mezcla de gas/ $\text{NH}_3$  que sale del reactor, pasa por

- un intercambiador de calor en el que se aprovecha una parte del calor sensible para el precalentamiento del agua de alimentación de calderas,
- un intercambiador de calor en el que el gas de entrada es precalentado.
- un grupo de enfriadores de aire y de agua en donde se prosigue el enfriamiento del gas,
- un intercambiador de calor en el que se precalienta el gas reciclado,
- un enfriador a baja temperatura de amoníaco, de dos escalones, para continuar el enfriamiento.

En el separador de amoníaco de alta presión tiene lugar la separación de la mezcla en amoníaco y en gas de síntesis no transformado. Este gas pasa nuevamente al compresor de reciclado y se mezcla con el gas de síntesis fresco.

El amoníaco desprendido se sigue enfriando y es alimentado al depósito de descarga de alta presión, donde se separa el gas de síntesis, diluido todavía en el amoníaco. El gas liberado es mezclado al gas de síntesis fresco antes de entrar en el compresor centrífugo. El amoníaco casi completamente libre de gas se sigue expansionando y es alimentado a otro depósito de descarga de baja presión. El amoníaco frío y líquido es bombeado a un tanque de almacenamiento para su uso posterior.

La refrigeración a fondo de la mezcla de gas y amoníaco en los enfriadores de amoníaco y del amoníaco detrás del separador de amoníaco, tiene lugar con amoníaco procedente de una unidad frigorífica.

9.12 Fraccionamiento de aire

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 I11 001 001.

El fraccionamiento del aire en oxígeno y nitrógeno se lleva a cabo por rectificación a baja temperatura. El enfriamiento del aire entrante se produce en intercambiadores de calor, que trabajan en forma discontinua. Estos intercambiadores se denominan intercambiadores REVEX (Reversing Heat Exchanger).

Para cubrir las pérdidas de frío se utiliza la descompresión del aire, que aporta el trabajo necesario, en una máquina de expansión.

El proceso REVEX posibilita superficies de intercambio de calor de gran rendimiento y las pérdidas por frío son reducidas.

El aire de proceso depurado en los filtros de aire y comprimido en los compresores de aire correspondientes es rociado directamente con agua de refrigeración en el enfriador de inyección por zonas y posteriormente refrigerado en los intercambiadores de calor mencionados. El vapor de agua y el dióxido de carbono se desprenden y son absorbidos por nitrógeno impuro saliente al hacer la inversión de corriente del gas.

Cada uno de los compresores de aire está diseñado para el 50% de la capacidad siendo accionados por turbinas de vapor de condensación.

La inversión de los intercambiadores de calor REVEX se realiza en intervalos de pocos minutos.

El aire refrigerado va a parar a la columna de presión donde es fraccionado en nitrógeno impuro y oxígeno bruto.

El nitrógeno puro, ascendente en fase gaseosa, es licuado en el condensador ubicado en la cabeza de la columna de presión. En los intercambiadores REVEX el nitrógeno puro es calentado aprox. a la temperatura ambiente y enviado al conducto de producción a través de un gasómetro. En la parte opuesta del condensador, el oxígeno se evapora a presión reducida y se almacena en el fondo de la columna de baja presión.

El nitrógeno licuado fluye en parte a la columna de presión como medio de lavado.

El aire líquido, enriquecido con oxígeno, procedente del fondo de la columna de presión, es enviado a la columna de baja presión donde es rectificado a contracorriente con el oxígeno gaseoso que asciende del condensador.

El oxígeno puro gaseoso, es extraído de la columna de baja presión a través del condensador y calentado aprox. a la temperatura ambiente en los intercambiadores REVEX. El oxígeno producido va al conducto de producción a través de un gasómetro.

El flujo principal del nitrógeno gaseoso impuro va a los intercambiadores REVEX a través de la cabeza de la columna de baja presión y fluye en el conducto de producción con una temperatura aprox. a la ambiente a través de un gasómetro.

Para la separación de hidrocarburos, aportados a la planta con el aire de proceso, se utiliza una bomba de  $O_2$  y un adsorbedor de reciclado.

A fin de evitar un enriquecimiento peligroso en el pozo del condensador de p.e. acetileno, una cantidad determinada de  $O_2$  es reciclada a través del adsorbedor de  $C_2H_2$ .

La eficacia del adsorbedor es controlada con un cromatógrafo de gas en distintos puntos.

Para el almacenamiento de nitrógeno líquido se ha previsto un depósito. En caso necesario se dispone con ello de nitrógeno para la inertización, aún cuando la unidad de fraccionamiento de aire quede fuera de servicio.

Un caudal parcial del aire enfriado es derivado detrás de los intercambiadores REVEX para su utilización como aire de instrumentos.



9.13 Tratamiento de agua de refrigeración

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 J11.001.001.

El agua de refrigeración procedente de las unidades de proceso es enfriada en las celdas de la torre de refrigeración. El caudal de aire necesario es aportado a las celdas de refrigeración por el ventilador de la torre de refrigeración. El agua de refrigeración enfriada es reciclada a las unidades de proceso por medio de las bombas de agua de refrigeración.

Para disminuir el contenido de partículas en suspensión en el agua del circuito, una parte del caudal es filtrada con el filtro de corriente parcial. La soplante de aire de barrido aporta el aire de barrido necesario para la limpieza del filtro.

Por medio de una dosificación de un estabilizador de dureza, así como de un inhibidor de corrosión, aportados al agua de reposición con una bomba dosificadora, se evitan, en gran parte, depósitos de carbonatos y corrosiones en el circuito del agua de refrigeración.

Con ayuda de una bomba de trasiego se dosifica en forma discontinua un biocida para evitar la formación de microbios. El agua rechazada del sistema va como agua de reposición a través de una bomba de desagüe a la instalación de tratamiento del agua de lavado.

4915

05.83

9.14

Tratamiento del agua de calderas

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 K11 001 001.

En el tratamiento del agua de calderas el agua de reposición de que se dispone es desalinizada y después enviada conjuntamente con los condensados ya tratados, a la desgasificación térmica.

La unidad de desalinización para el agua de reposición se compone de un intercambiador de cationes y de otro de aniones.

En el intercambiador de cationes son eliminados los cationes disueltos en el agua, en tanto que en el intercambiador de aniones se eliminan además de los aniones disueltos, el dióxido de carbono y el de silicio. El agua desalinizada fluye, entonces, en el tanque de agua desionizada.

Los condensados desprendidos fluyen en el depósito de condensados y son enviados a través del intercambiador de condensados y cationes por medio de la bomba de condensados.

En el intercambiador de lecho mixto posterior son eliminados del agua desalinizada y del condensado previamente tratado, el resto de los iones y del óxido de silicio.

El oxígeno disuelto es extraído del agua totalmente desalinizada y del condensado por medio de adición de vapor en el desgasificador térmico. Con la dosificación de hidrato de hidracina para la fijación del oxígeno residual y del amoníaco para la alcalinización, se dispone, entonces, de un agua desgasificada y conteniendo los productos químicos correctores, para su utilización como agua de calderas.

4915

05.83

Para la regeneración del intercambiador de cationes se utiliza ácido clorhídrico diluído, en tanto que para la del intercambiador de aniones se utiliza hidróxido de sodio diluído. Las aguas residuales ácidas y alcalinas desprendidas en la regeneración de los intercambiadores de iones son almacenadas en la fosa de neutralización y bombeadas con la bomba de agua residual después de su neutralización.

4915

05.83

9.15 Generación de vapor y de energía eléctrica

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 L11 001 002

El vapor de 105 bar y 500°C para las turbinas de vapor es producido en una central térmica con 2 líneas de calderas de vapor en paralelo.

El lignito bruto es enviado por medio de cintas transportadoras a las tolvas de lignito bruto. El lignito almacenado es alimentado a través de un tolván de alimentación al molino, donde es secado con aire precalentado y molido a la granulometría estipulada.

En el clasificador ubicado a continuación el material es clasificado y enviado bien al hogar de las calderas o bien reciclado al molino.

La caldera de vapor está diseñada como caldera de radiación con circulación natural y dispone de un hogar para polvo. La unidad de calderas posibilita además la eliminación de determinados restos del proceso.

El encendido del lignito pulverizado se lleva a cabo con lanzas de encendido de fuel-oil, ubicadas en los quemadores. El fuel-oil es almacenado en un tanque y alimentado a las lanzas por medio de una bomba.

El aire de combustión es aspirado por una soplante de aire e insuflado en el hogar a través de un pre calentador de aire calentado por humos.

La ceniza producida es apagada en un extractor/ras cador húmedo de cenizas y por medio de un extractor de cenizas, enviado a su lugar de depósito para su eliminación.

El caudal de humos atraviesa el precalentador de aire y las cantidades de polvo contenidas en los gases de escape, son depuradas en el electrofiltro hasta los valores de emisión permitidos, antes de que los humos sean enviados por medio de la soplante de aspiración a la chimenea común de la unidad de secado y molienda.

La ceniza volante producida es transportada por sis tema neumático a la tolva colectora de polvo, desde donde es enviada por medio de un husillo de humectaci ón al lugar de almacenamiento para su eliminación.

El aire residual es enviado a la atmósfera a través de un filtro, por medio de una soplante de aire resi dual.

El consumo total de energía eléctrica es cubierto por la producción de un grupo de turbogenerador de con densación (no representado en el esquema). Para el suministro de emergencia se han previsto dos grupos elec trógenos Diesel.

9.16 Obtención de azufre (Planta de proceso Claus)

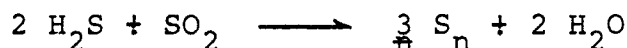
Esquemas de flujo correspondientes H2 4915 M11 001 001  
 H2 4915 M11 011 002

La planta de proceso Claus sirve para el beneficio de gas conteniendo  $H_2S$ , con la obtención de azufre líquido como producto final.

El gas, conteniendo  $H_2S$ , de que se dispone no puede ser quemado con la cantidad estequiométrica de  $O_2$  con producción de azufre elemental y agua, ya que no se encuentra dentro de los límites de ignición. Por ello, se lleva a cabo la combustión en un horno Claus de un tercio de la fracción de  $H_2S$ , mezclado con el oxígeno necesario en su totalidad, según la reacción:



El gas de proceso obtenido es mezclado con el resto del gas  $H_2S$  en el horno, produciéndose la reacción siguiente :



Con ello tiene lugar en el hogar, una transformación en azufre elemental.

En un escalón posterior de la unidad de la planta de proceso Claus se produce una transformación adicional en azufre por medio de un catalizador.

Para la puesta en marcha y parada de la planta se utiliza gas bruto.

La planta trabaja como sigue :

El gas conteniendo  $H_2S$  es enviado a los quemadores del horno Claus a través del calentador de la fracción  $H_2S$ .

Una tercera parte del caudal de gas es conducida conjuntamente con el oxígeno necesario en su totalidad y quemada. Los otros dos tercios del caudal de gas son enviados a través del quemador directamente al horno. En el horno reacciona el  $H_2S$  con el  $SO_2$  y el gas de proceso obtenido es enviado a través de la caldera de recuperación de calor en conexión con el horno y enfriado.

El oxígeno necesario para el proceso de combustión es suministrado al quemador por una soplante. El gas bruto necesario para la llama auxiliar es quemado con aire. El aire de combustión es suministrado por una soplante de aire y precalentado en un calentador de aire, calentado por vapor.

El calor del proceso es utilizado para la generación de vapor. El azufre obtenido es enviado a través de una guarda hidráulica hasta la fosa de azufre. A fin de conseguir un alto porcentaje de separación de azufre de la corriente de gas, se ha previsto en la caldera un separador de gran eficacia. La caldera tiene un paso circular interior. Con las clapetas que se encuentran en la caldera puede ser fijada la temperatura de salida del gas.

Desde la caldera de recuperación de calor el gas es enviado al primer reactor Claus que tiene un relleno de catalizador de  $Al_2O_3$ . En presencia del catalizador el  $H_2S$  reacciona con  $SO_2$ , transformándose en azufre elemental y agua. Por el calor de la reacción se eleva la temperatura del gas de proceso.

Con el primer reactor Claus hay conectado un condensador de azufre. El gas es enfriado y el azufre condensado es extraído. Detrás del condensador de azufre se encuentra un separador con el fin de separar las gotas arrastradas por la corriente de gas.

Antes de la entrada en el segundo reactor Claus el gas es calentado en un intercambiador de calor a la temperatura de reacción. Para la elevación de la temperatura se emplea vapor de agua. El reactor tiene un relleno de catalizador de  $\text{Al}_2\text{O}_3$ . Aquí se produce una transformación adicional de  $\text{H}_2\text{S}$  con  $\text{SO}_2$ . El gas de salida es enfriado en el condensador de azufre y el azufre obtenido es extraído. El separador de azufre elimina las gotas de azufre de la corriente de gas.

Con el fin de eliminar del gas los componentes residuales de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{SO}_2$ , el gas es enviado a través de un escalón IFP.

El gas de salida de la planta de proceso Claus es enviado a la parte inferior de la columna depuradora. El disolvente con el catalizador es alimentado por arriba en contracorriente. En presencia del catalizador reacciona el  $\text{H}_2\text{S}$  con el  $\text{SO}_2$ , produciéndose azufre y agua.

El disolvente riega el azufre depositado en el fondo de la columna y el azufre líquido se separa del disolvente siendo enviado a través de una bombona de inmersión y de un depósito separador de azufre a la fosa de azufre.

La recirculación del disolvente se mantiene por medio de la bomba de reciclado de disolvente.



Debido al calor liberado en la reacción de los gases se eleva la temperatura en la columna. A fin de limitar esta elevación de temperatura se adiciona al circuito del disolvente, según necesidad, agua de calderas de aprox. 100°C por medio de una regulación de temperatura.

En un depósito se mantiene catalizador para poder sustituir en el proceso el catalizador consumido.

Después de un período de funcionamiento de aprox. dos años, la columna tiene que ser limpiada, para lo cual el disolvente es extraído de la columna y enviado a un tanque de disolvente donde es almacenado. La columna es enjuagada y limpiada con agua. Este agua es extraída de la columna y enviada a un depósito colector y diluída con una cantidad doble de agua. Este agua es extraída del depósito y enviada en pequeñas cantidades al circuito de aguas residuales.

Después de la limpieza de la columna el disolvente es enviado nuevamente desde el tanque a la columna. Con el recalentador de disolvente éste es calentado hasta la temperatura de servicio de aprox. 130°C.

En el depósito enterrado se almacenan todos los residuos y vertidos. En caso necesario este depósito es vaciado con la bomba de inmersión del disolvente y el disolvente enviado a la columna.

En todos los puntos necesarios en donde se desprenda azufre elemental se proveerán salidas de azufre.

Por medio de guardas hidráulicas calentadas el azufre es enviado a la fosa colectora.

Desde esta fosa el azufre es enviado por medio de una bomba de azufre al tanque de azufre. Para su carga el azufre líquido es transportado con la bomba de carga de azufre. El transporte del azufre líquido se lleva a cabo con cisternas.

En el caso de corte en el suministro de corriente eléctrica, gas u oxígeno, la planta es desconectada por medio de un enclavamiento. Al mismo tiempo, la tubería de nitrógeno es puesta en servicio con lo que se inertiza la planta, evitando de esta forma la entrada de aire.

El desenlodado de la caldera de vapor se hace a través de un enfriador de lodos, en el que se realiza un enfriamiento directo del agua de lodos con agua de refrigeración.

En el caso de averías en los escalones Claus e IFP, la fracción  $H_2S$  puede ser quemada en la unidad de generación de vapor.

9.17 Sistema de antorcha

Esquema de flujo correspondiente H2 4915 N11 001 001.

En el caso de que la calidad del gas no corresponda a las características estipuladas o se produjera una avería en una de las unidades de proceso, el gas producido tiene que ser enviado a la antorcha. Los caudales de gases y/o vapores procedentes de las distintas unidades son enviados a la tubería colectora y conducidos a la antorcha.

Para la eliminación de vapores condensados, tanto los gases como los vapores son enviados a través del colector de antorcha. Los condensados desprendidos pueden ser enviados con la ayuda de la bomba de condensados a la unidad de gasificación.

Los gases y vapores van a través del tubo de antorcha al seguro de retroceso de llama, que es operado con nitrógeno y finalmente al quemador de antorcha. Los quemadores de encendido, constantemente en servicio, aseguran la combustión de los gases de salida.

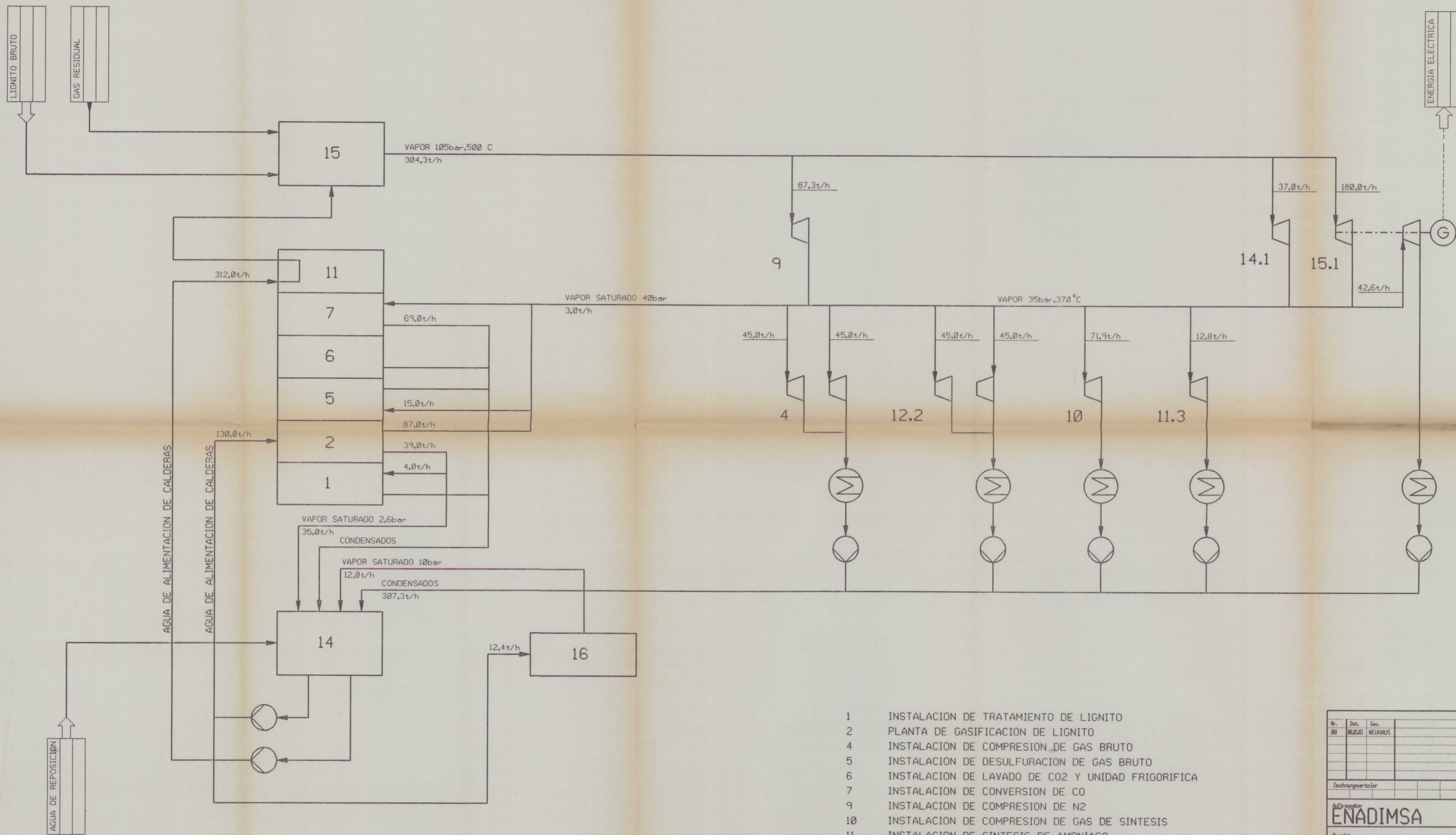
Para el encendido automático de los quemadores de encendido se ha previsto gas licuado.

El seguro de retroceso de llama, también designado como interceptor de gas, reduce el caudal de gas inerte necesario para impedir la entrada de aire en el tubo de la antorcha. Este seguro consiste en principio en una guarda hidráulica seca con atmósfera de nitrógeno. El dispositivo de encendido para los quemadores de encendido de la antorcha va ubicado cerca de la misma. El control de los quemadores de encendido se realiza por medio de termo-elementos. Cualquier avería de los quemadores de encendido es indicado en la sala de control.





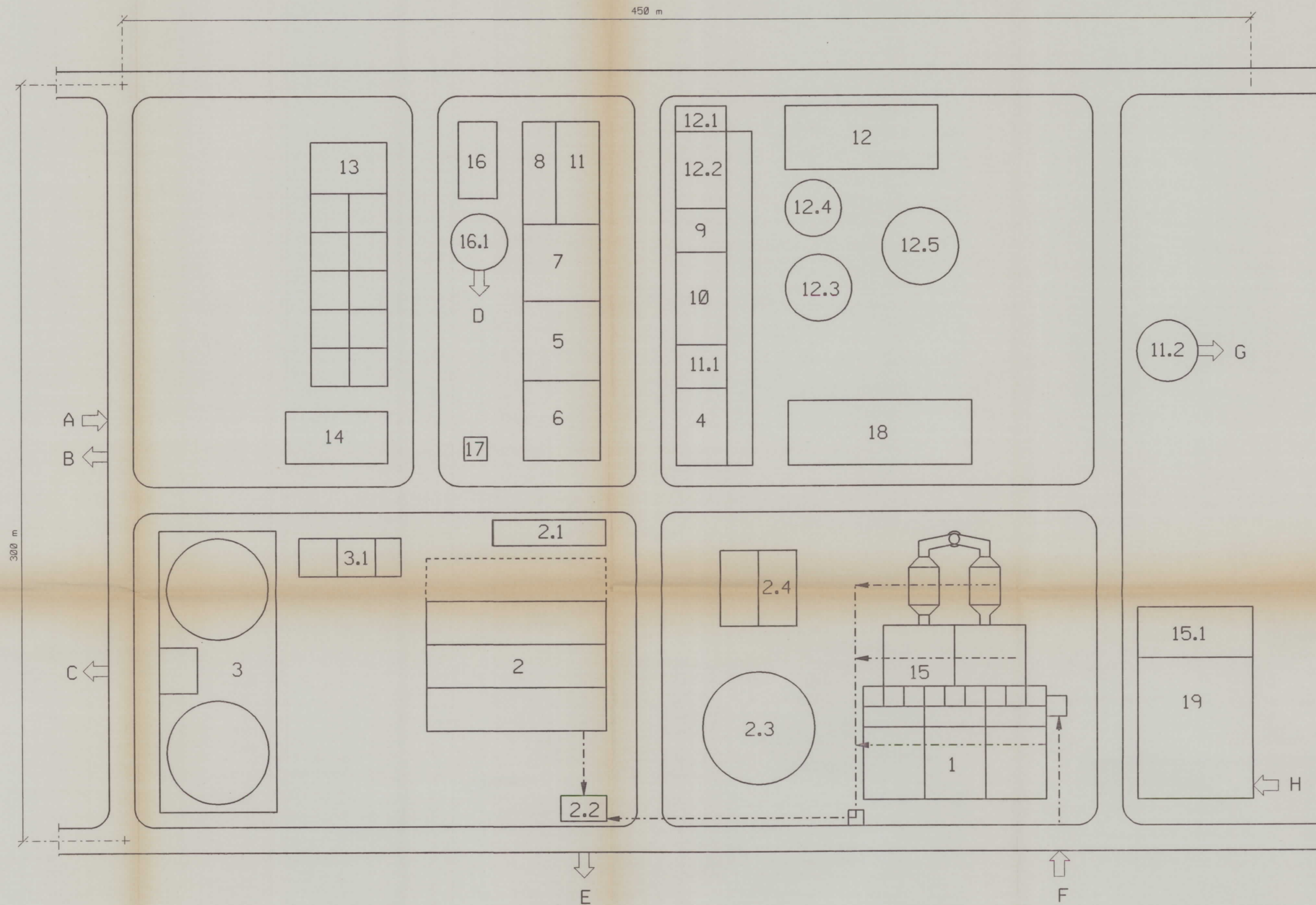




- 1 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE LIGNITO
- 2 PLANTA DE GASIFICACION DE LIGNITO
- 4 INSTALACION DE COMPRESION DE GAS BRUTO
- 5 INSTALACION DE DESULFURACION DE GAS BRUTO
- 6 INSTALACION DE LAVADO DE CO2 Y UNIDAD FRIGORIFICA
- 7 INSTALACION DE CONVERSION DE CO
- 9 INSTALACION DE COMPRESION DE N2
- 10 INSTALACION DE COMPRESION DE GAS DE SINTESIS
- 11 INSTALACION DE SINTESIS DE AMONIACO
- 11.3 INSTALACION DE COMPRESION DE REFRIGERANTE
- 12.2 INSTALACION DE COMPRESION DE AIRE
- 14 INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS
- 14.1 INSTALACION DE BOMBAS DE RECICLADO DE AGUA DE CALDERAS
- 15 INSTALACION DE GENERACION DE VAPOR
- 15.1 GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA
- 16 INSTALACION DE OBTENCION DE AZUFRE (PLANTA PROCESO CLAU)

Revisión														
Nr.	Dat.	Gez.							Dat.	Abt.	Gepr.	Dat.	Abt.	Gez.
00		BLUBER	NEUMANN											
Zeichnungsart:														
Auftraggeber: <b>ENADIMSA</b> Zeichnung: Nr. des Auftraggebers														
Projekt: <b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>														
Titel: <b>15 SISTEMA DE VAPOR</b>														
Zeichnungsart: <b>ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO</b>														
Zeichnungsgegenstand: <b>LIGNITO DE ANDORRA</b>														
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmusterantragung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.														
<b>CONFIDENCIAL</b>														
<b>KRUPP-KOPPERS</b>														
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1														
FR	KTA	Projekt	Zeichn.-Nr.						Blatt	Revisions-Nr.				
H24915			Z1100200						200					





- |   |                    |     |  |      |  |      |  |
|---|--------------------|-----|--|------|--|------|--|
| A | AGUA DE REPOSICION | 1   | INSTALACION DE TRATAMIENTO DE LIGNITO          | 6    | INSTALACION DE LAVADO DE CO2 Y UNIDAD FRIGORIFICA      | 14   | INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS         |
| B | AGUA RESIDUAL      | 2   | PLANTA DE GASIFICACION DE LIGNITO              | 7    | INSTALACION DE CONVERSION DE CO                        | 15   | INSTALACION DE GENERACION DE VAPOR                       |
| C | LODOS DE CENIZA    | 2.1 | INSTALACION DE SOPLANTES DE O2/N2              | 8    | INSTALACION DE LAVADO CON N2 LIQUIDO (DEPURACION FINA) | 15.1 | GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA                          |
| D | AZUFRE             | 2.2 | TOLVA COLECTORA DE CENIZA/ESCORIA              | 9    | INSTALACION DE COMPRESION DE N2                        | 16   | INSTALACION DE OBTENCION DE AZUFRE (PLANTA PROCESO CLAU) |
| E | CENIZA/ESCORIA     | 2.3 | GASOMETRO DE GAS BRUTO                         | 10   | INSTALACION DE COMPRESION DE GAS DE SINTESIS           | 16.1 | DEPOSITO DE AZUFRE                                       |
| F | LIGNITO            | 2.4 | ELECTROFILTROS HUMEDOS                         | 11   | INSTALACION DE SINTESIS DE AMONIACO                    | 17   | ANTORCHA   |
| G | AMONIACO           | 3   | INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA DE LAVADO   | 11.1 | INSTALACION DE COMPRESION DE AMONIACO                  | 18   | SALA DE CONTROL Y PUESTO DE MANDO                        |
| H | ENERGIA ELECTRICA  | 3.1 | INSTALACION DE REFRIGERACION DE AGUA DE LAVADO | 11.2 | TANQUE DE AMONIACO                                     | 19   | INSTALACION DE CONEXIONES ELECTRICAS                     |
|   |                    | 4   | INSTALACION DE COMPRESION DE GAS BRUTO         | 12   | INSTALACION DE FRACCIONAMIENTO DE AIRE                 |      |  |
|   |                    | 5   | INSTALACION DE DESULFURACION DE GAS BRUTO      | 12.1 | FILTRO DE AIRE   |      |  |
|   |                    |     |  | 12.2 | INSTALACION DE COMPRESION DE AIRE                      |      |  |
|   |                    |     |  | 12.3 | GASOMETRO DE OXIGENO                                   |      |  |
|   |                    |     |  | 12.4 | GASOMETRO DE NITROGENO PURO                            |      |  |
|   |                    |     |  | 12.5 | GASOMETRO DE NITROGENO IMPURO                          |      |  |
|   |                    |     |  | 13   | INSTALACION DE TRATAMIENTO DE AGUA DE REFRIGERACION    |      |  |

Revisión				Revisión			
Nr.	Det.	Des.		Det.	Abt.	Depr.	Det.
00	4.3.83	KUESTERS		05.05.83	VK-1	K-MAK	
Zuordnungsentlar				Zuordnungsentlar			
Auftraggeber <b>ENADIMSA</b>				Projekt-Nr. des Auftraggebers			
Projekt <b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>							
Zielanlage <b>PLANTA GENERAL</b>							
Zeichnungsart <b>PLANO DE SITUACION</b>							
Zeichnungsgegenstand <b>LIGNITO DE ANDORRA</b>							
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenteintragung oder Gebrauchsmustereintragung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.							
Format der Originalzeichnung <b>KRUPP-KOPPERS</b>				DIN A1		Maßstab der Originalzeichnung 1:1000	
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1				Anzahl der Blätter 1		Blatt 1	
FA	KTA	Projekt	Zeichn.-Nr.	Blatt	Revisions-Nr.		
H24915Z1100300200							



MESES DESPUES DE LA FIRMA DEL CONTRATO

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 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40

**INGENIERIA :**

PROCESO

MECANICA

TUBERIAS

INSTRUMENTOS

PARTE ELECTRICA

INGENIERIA CIVIL

**FABRICACION Y SUMINISTRO:**

EQUIPOS

TUBOS Y VALVULAS

INSTRUMENTOS

EQUIPOS ELECTRICOS

ESTRUCTURA METALICA

**OBRA CIVIL Y MONTAJE:**

EXCAVACION Y PREPARACION DEL TERRENO

CIMENTOS Y EDIFICIOS

ESTRUCTURAS

EQUIPOS

TUBERIAS

INSTRUMENTOS

EQUIPOS ELECTRICOS

**PUESTA EN OPERACION :**

PRUEBA DE EQUIPOS MECANICOS

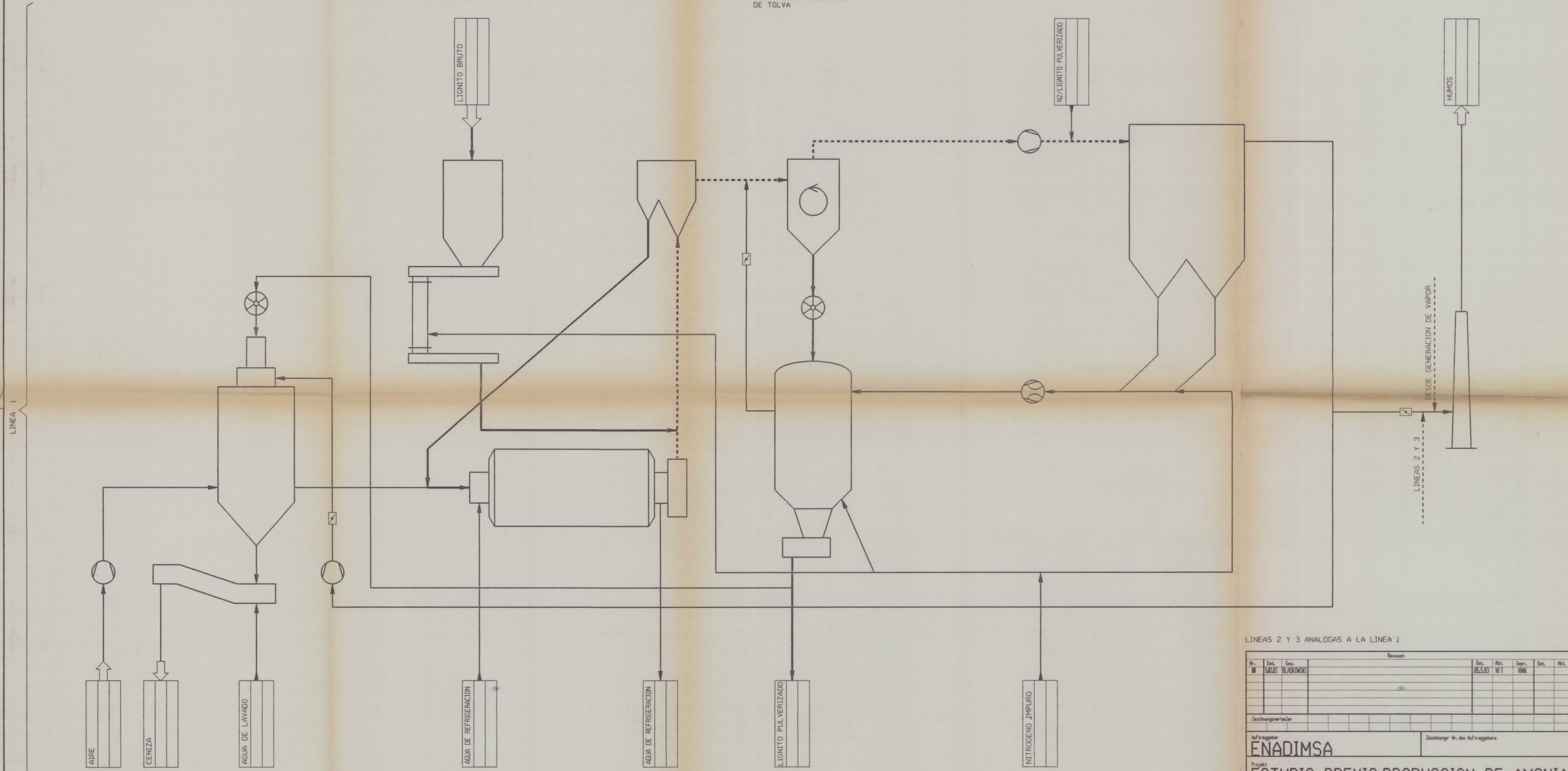
ARRANQUE Y PRUEBA DE GARANTIAS

Nº	Det.	Gaz.	Beschreibung	Revision			Det.	Abt.	Gep.	Det.	Abt.	Gen.
				Nº	Det.	Gaz.						
00							20.4.83	VK-T	KMAK			

Auftraggeber <b>ENADIMSA</b>	Zeichnungs-Nr. des Auftraggebers	Projekt ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO
Zeichnungsart		Taslenlage
<b>KRUPP-KOPPERS</b>		Zeichnungsart PROGRAMA DE TIEMPOS
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1		Zeichnungsgegenstand
FA	KTA	Projekt
H24,915Z1100400100		Zeichn.-Nr.
		Blatt
		Rev.-Nr.



SOPLANTE DE AIRE DE COMBUSTION    ESCLUSA CIRCULAR    SOPLANTE DE VAPORES    TOLVA DE LIGNITO BRUTO    CLASIFICADOR    CICLON SEPARADOR DE POLVO    SOPLANTE DE MOLINO    ELECTROFILTRO    CHIMENEA  
 GENERADOR DE GAS    BANDA EXTRACTORA DE PLACAS    MOLINO DE LIGNITO    ESCLUSA CIRCULAR    ALIMENTADOR DE TOBERA  
 EXTRACCION DE CENIZA    POZO DE CAIDA    TOLVA DE LIGNITO PULVERIZADO  
 ALIMENTADOR DEL MOLINO    DESCARGADOR NEUMATICO DE TOLVA



LINEAS 2 Y 3 ANALOGAS A LA LINEA 1

Revisión			Ejec.			Aprob.		
Nr.	Fecha	Por	Det.	Abt.	Exp.	Det.	Abt.	Gen.
1	15.5.83	BLASKOWSKI		WE-1	IKW			

Zuschlaggeber: **ENADIMSA**    Zeichnung-Nr. des Auftraggebers: \_\_\_\_\_

Projekt: **ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO**  
 1 TRATAMIENTO DE LIGNITO

Zeichnungsart: **ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO**  
 Zeichnungsgegenstand: **LIGNITO DE ANDORRA**

Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Weiterverteilung oder Gebrauchsmusterantragung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.

Herausgeber: **KRUPP-KOPPERS**    Format der Originalzeichnung: **DIN A1**    Anzahl der Blätter: **1**

Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1

FA	KTA	Projekt	Zeichn.-Nr.	Blatt	Revisions-Nr.
			<b>H24915A11</b>	<b>1001</b>	<b>00200</b>











SOPLANTE DEL CANAL

DEPOSITO PARA SOLUCION

BOMBA DOSIFICADORA

RASCADOR

ESTANQUE DE DECANTACION

BOMBA DE LÓDOS

TAMIZ

BOMBA DE AGUA DE LAVADO (CALIENTE)

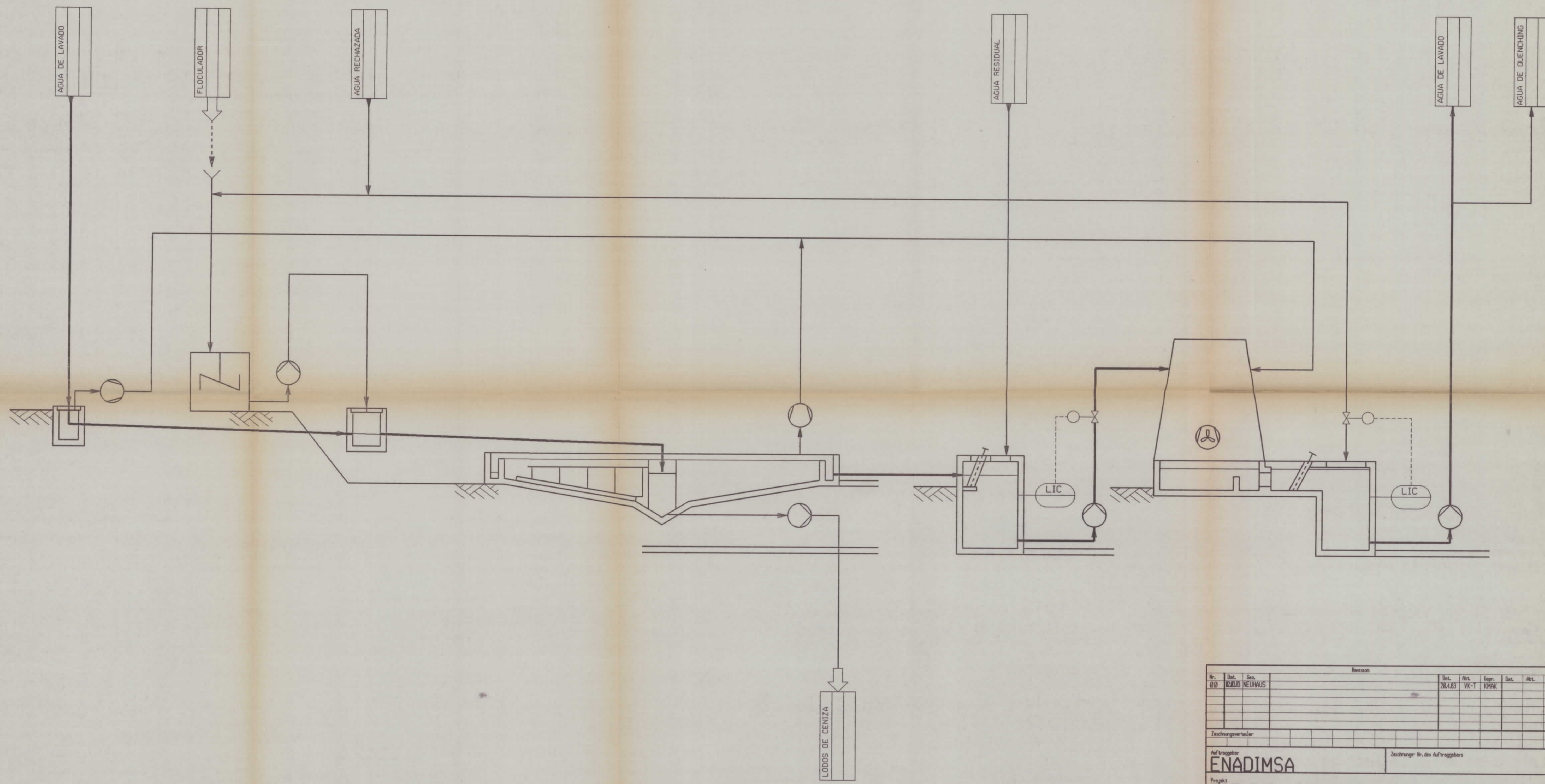
TORRE DE REFRIGERACION

TAMIZ

BOMBA DE AGUA DE LAVADO (FRÍO)

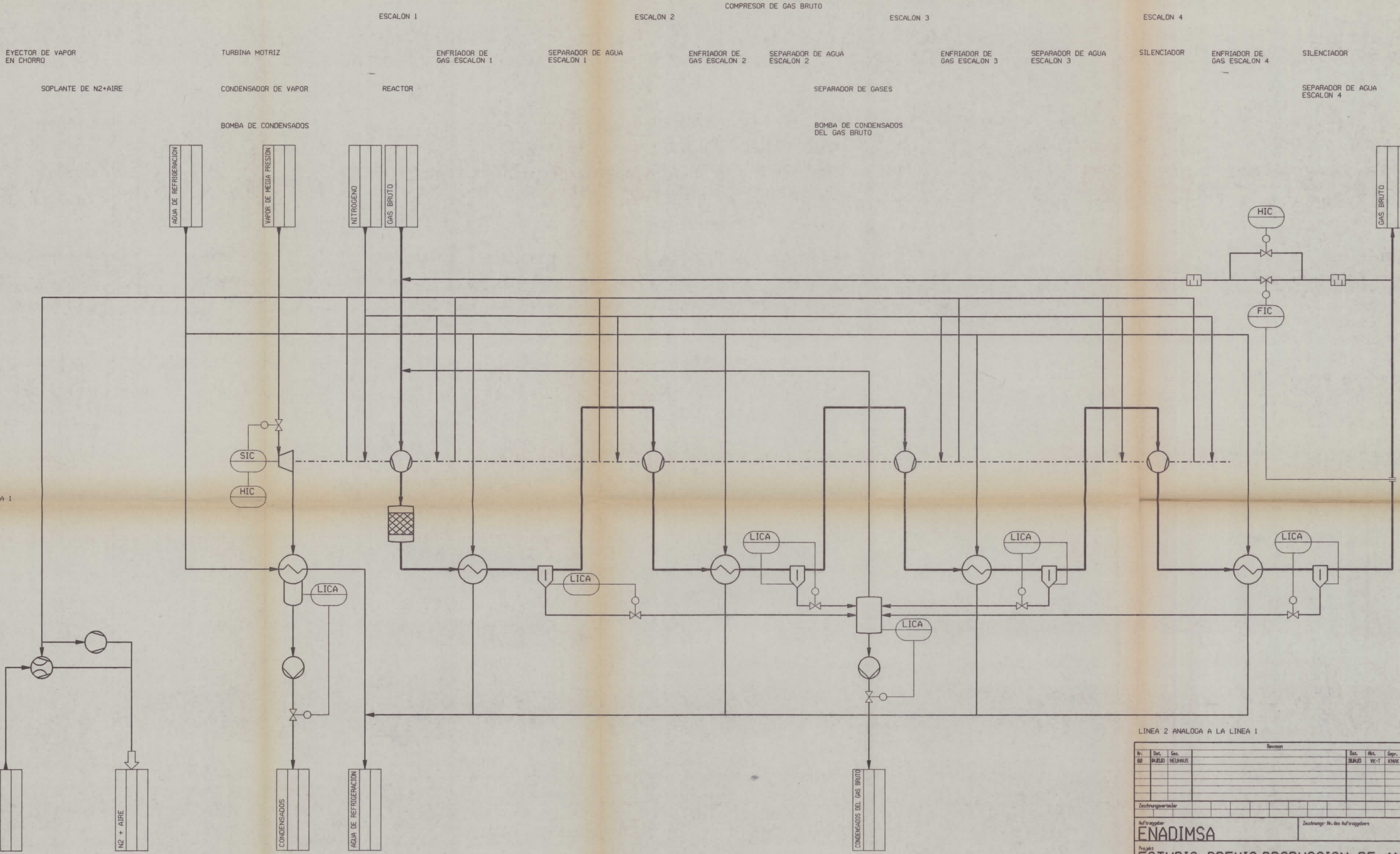
SOPLANTE

VENTILADOR



Revisión										
Nr.	Dist.	Gen.	Dist.	Abt.	Dep.	Dist.	Abt.	Dep.	Dist.	
00	02/03	NEUHAUS				28.03	VK-T	KWK		
Zuschlaggeber										
Auftraggeber <b>ENADIMSA</b>					Zeichnung Nr. des Auftraggebers					
Projekt <b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>										
3 TRATAMIENTO DE AGUA DE LAVADO										
Zuschlaggeber <b>ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO</b>										
Zuschlaggeber										
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmustererteilung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, nach Dritten zugänglich gemacht werden.								Hilfsmaße		
<b>KRUPP-KOPPERS</b>								Format der Originalzeichnung DIN A1		
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1								Anzahl der Blätter 1		
FA	KTA	Projekt	Zeichn.-Nr.		Blatt		Revisions-Nr.			
H24915C11			001		001		00			





LINEA 2 ANALOGA A LA LINEA 1

Revision														
N.	Det.	Gas.							Det.	Abt.	Corr.	Det.	Abt.	Gen.
01	01/01	01/01							01/01	01/01	01/01	01/01	01/01	01/01

Zuschungsart: \_\_\_\_\_

Auftraggeber: **ENADIMSA**      Zeichnung: Nr. des Auftraggebers

Projekt: **ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO**  
**4 COMPRESION DE GAS BRUTO**

Zeichnungsart: **ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO**  
 Zeichnungsgegenstand: \_\_\_\_\_

Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmusterantragung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung oder Genehmigung nicht kopiert, vervielfältigt, weitergegeben, veröffentlicht oder in irgendeiner Weise an Dritte weitergegeben werden.

**KRUPP-KOPPERS**      Firmen- und Originalzeichnung      DIN A1      Nummer der Originalzeichnung

Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1      Anzahl der Blätter: 1

Blatt	Blatt	Blatt	Blatt	Blatt	Blatt
1	2	3	4	5	6

**H2491501100100100**





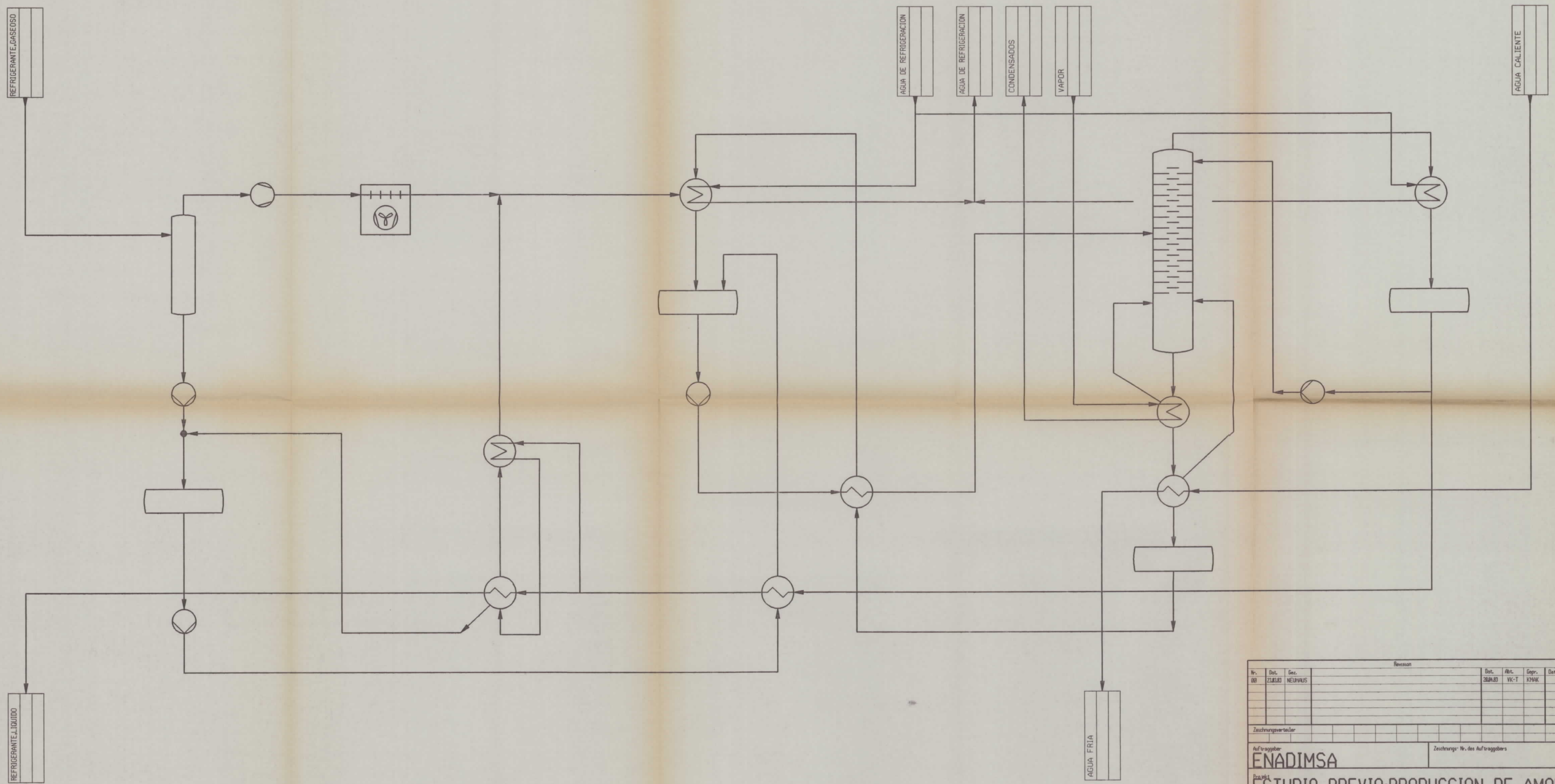


SEPARADOR DE GOTAS    COMPRESOR    CONDENSADOR    ENFRIADOR DE EVAPORACION    ABSORBEDOR DE NH3    INTERCAMBIADOR DE CALOR    COLUMNA RECTIFICADORA    BOMBA    CONDENSADOR

BOMBA    ENFRIADOR DE EVAPORACION    DEPOSITO COLECTOR    INTERCAMBIADOR DE CALOR    DESORBEDOR    DEPOSITO DE NH3

DEPOSITO COLECTOR    BOMBA    DESORBEDOR

BOMBA    DEPOSITO COLECTOR



Revisión								
Nr.	Est.	Gen.						
00	ZARLO	NEUBAU						
Zustimmungsvermerk								
Auftraggeber <b>ENADIMSA</b>			Zeichnung Nr. des Auftraggebers					
Zusatz <b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>								
Teilanlage <b>5-9 TRATAMIENTO DE GAS-UNIDAD FRIGORIFICA</b>								
Zustimmungsort <b>ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO</b>								
Zeichnungsgegenstand								
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Präsentation oder Gebrauchsanweisung, die darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung oder Genehmigung nicht teilweise benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.								
<b>KRUPP-KOPPERS</b>						Formet der Originalzeichnung Anzahl der Blätter		DIN A1
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1						2		Kassettab der Originalzeichnung
FR	XTA	Projekt	Zeichn.-Nr.	Blatt	Revisions-Nr.			
<b>H24915E1100100200</b>								





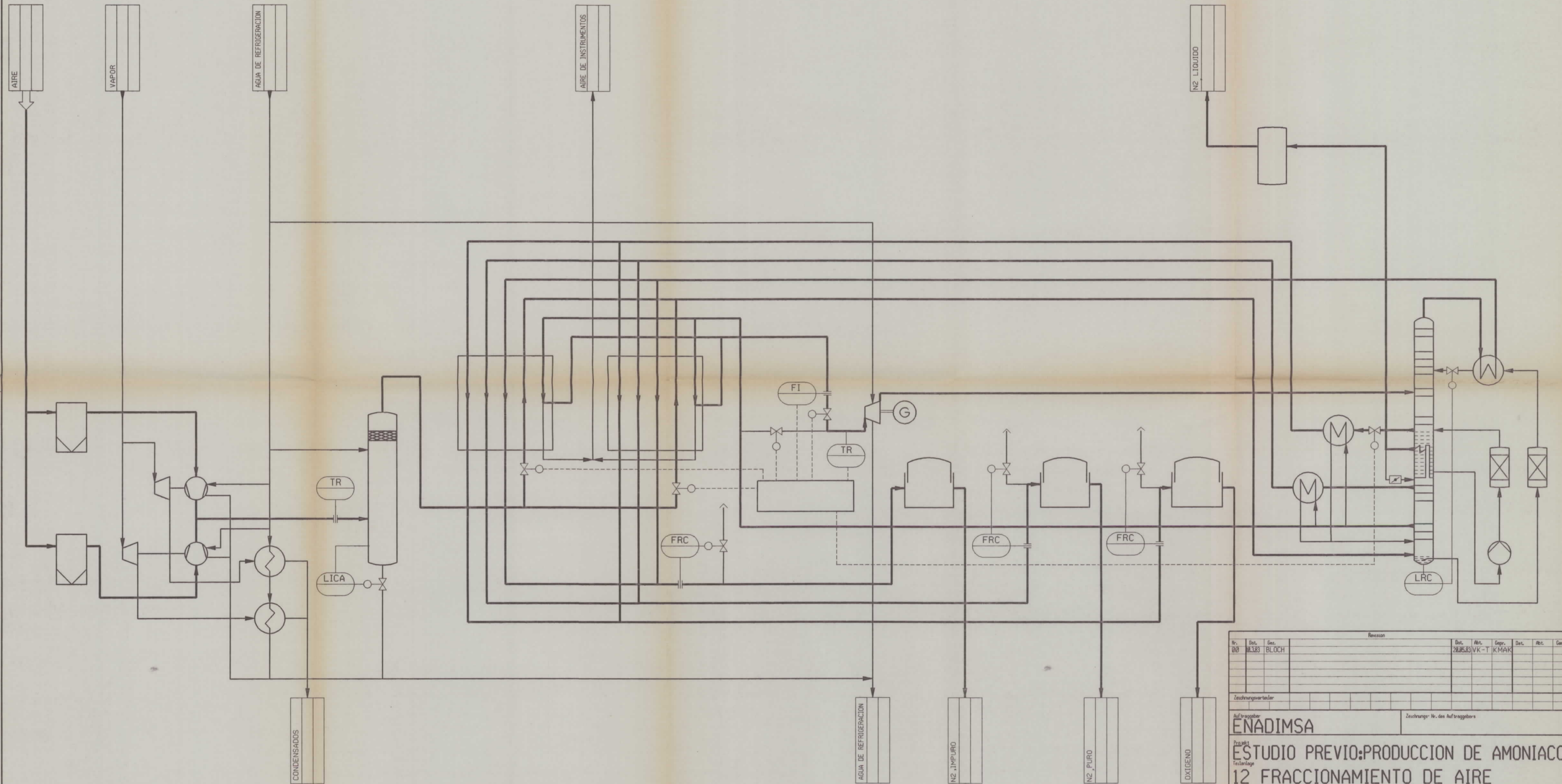


FILTRO DE AIRE    TURBINA MOTRIZ    CONDENSADOR    ENFRIADOR DE INYECCION DE AGUA POR ZONAS    REVEX    REVEX    CONTROL    TURBINA DE EXPANSION    LICUADOR    COLUMNA DE BAJA PRESION    INTERCAMBIADOR DE CALOR

COMPRESOR DE AIRE    GENERADOR    GASOMETRO DE N2 IMPURO    GASOMETRO DE N2 PURO    GASOMETRO DE O2    DEPOSITO DE N2 LIQUIDO    LICUADOR    CONDENSADOR    ADSORBEDOR DE CIRCULATION

COLUMNA DE PRESION    ADSORBEDOR DE C2H2

BOMBA DE O2



Revisión								
N.	Doc.	Des.	Aut.	Dir.	Gen.	Dir.	Aut.	Gen.
01	01383	BLOCH				28.06.83	VK-T	KMAK

Zuschlaggeber: **ENADIMSA**

Projekt: **ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO**

Teilfolge: **12 FRACCIONAMIENTO DE AIRE**

Zuschlagungs-Nr. des Auftraggebers:

Zuschlagungsart: **ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO**

Zuschlagungsgegenstand:

Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmustererteilung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.

**KRUPP-KOPPERS**

Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1

Format der Originalzeichnung: **DIN A1**

Anzahl der Blätter: **1**

Maßstab der Originalzeichnung:

Fa. KTA Projekt Zeichn.-Nr. Blatt Revision-Nr.

**H2491511100100100**



FILTRO DE CORRIENTE PARCIAL

BOMBA DE TRASIEGO DEL BIOCIDIA

TORRE DE REFRIGERACION

BOMBA DEL AGUA DE REFRIGERACION

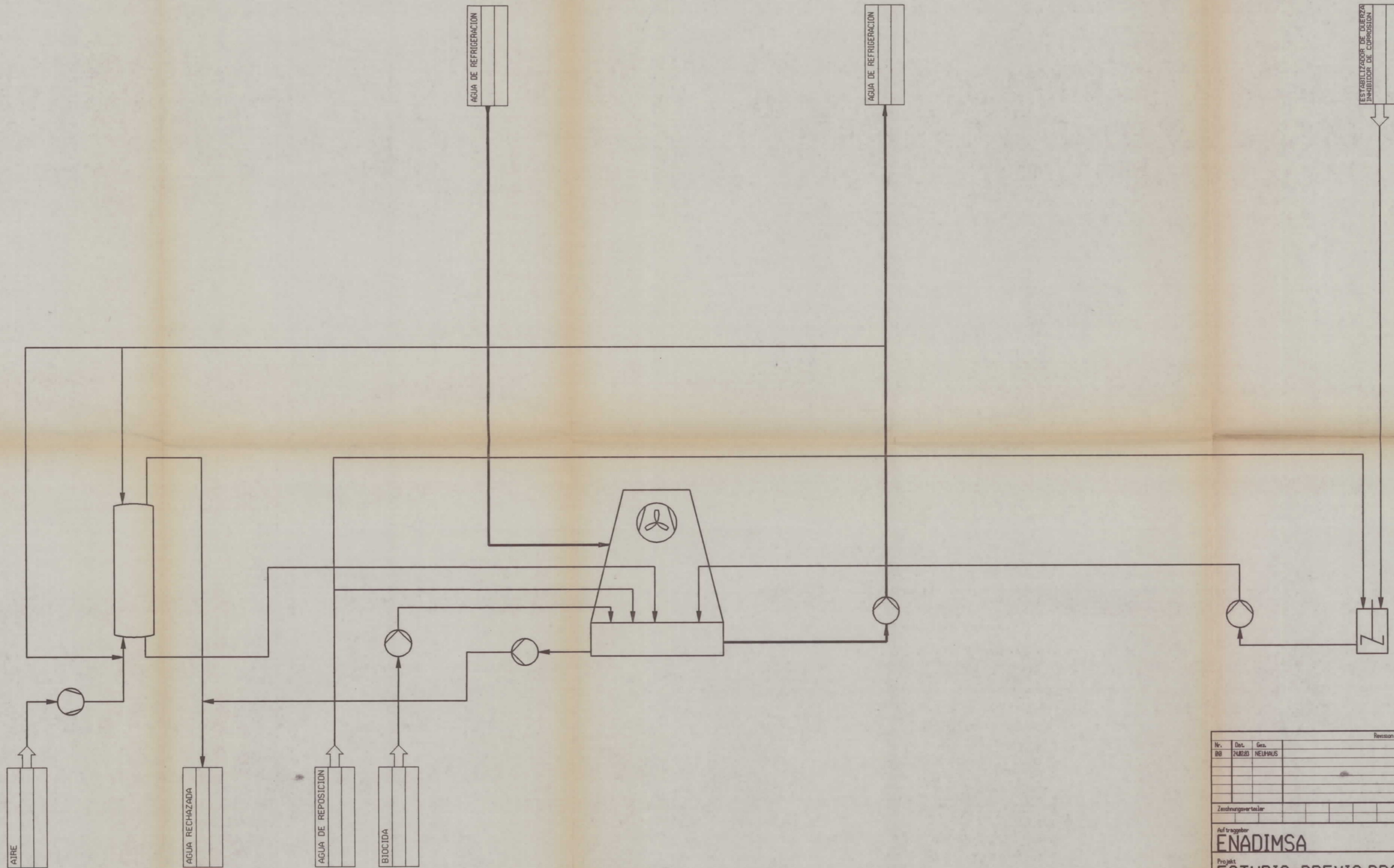
BOMBA DOSIFICADORA

DEPOSITO DE PREPARACION PARA EL ESTABILIZADOR DE DUREZA Y EL INHIBIDOR DE CORROSION

SOPLANTE DE AIRE DE BARRIDO

BOMBA DE DESAGUE

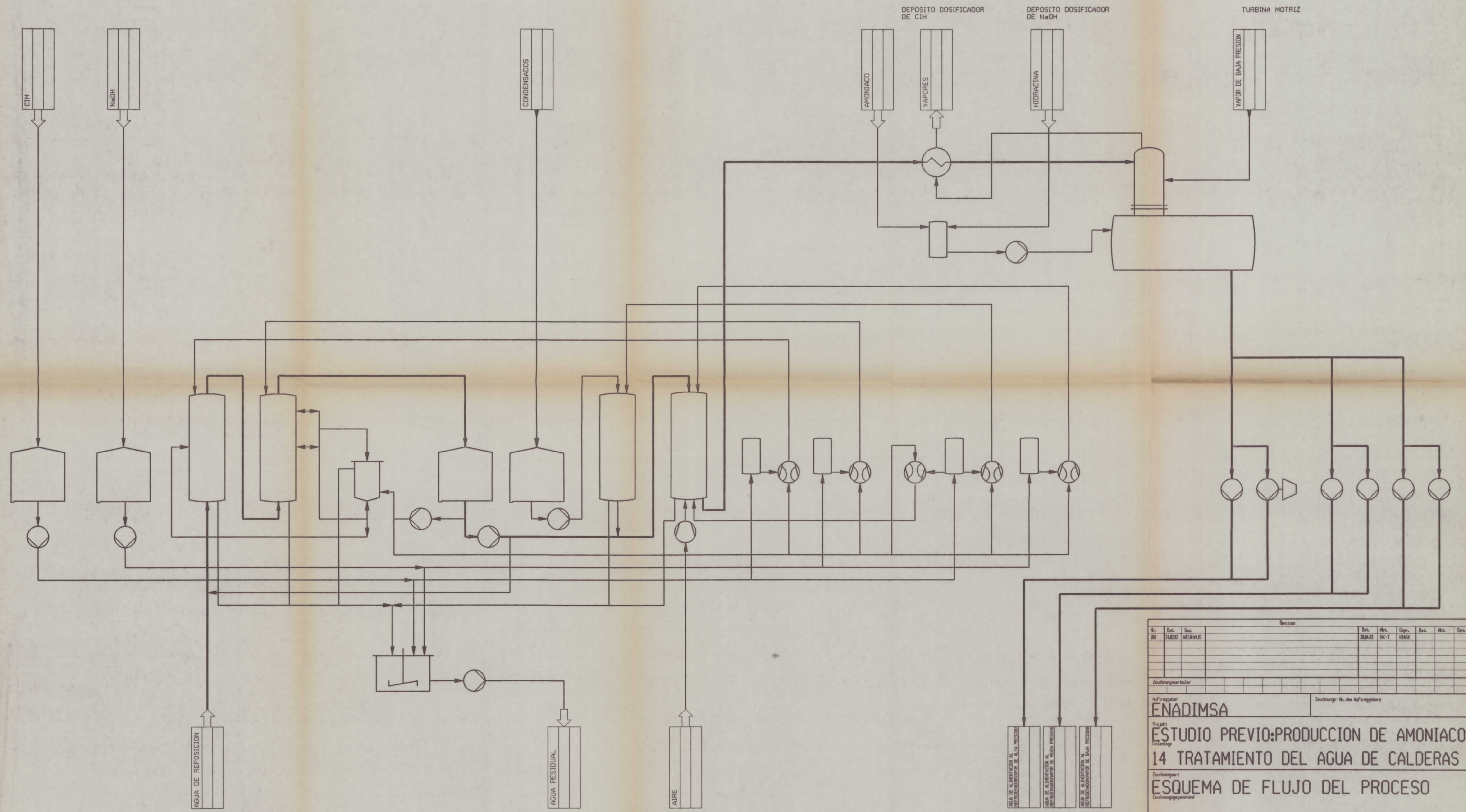
VENTILADOR DE LA TORRE DE REFRIGERACION



Revision															
Nr.	Del.	Gen.							Est.	Ret.	Exp.	Det.	Ret.	Gen.	
00	24.03.03	HELPMUS													
Zuschlagsverfahren															
Auftraggeber <b>ENADIMSA</b>						Zeichnung: Nr. des Auftraggebers									
Projekt <b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>															
Zielvorgabe <b>13 TRATAMIENTO DEL AGUA DE REFRIGERACION</b>															
Zeichnungsart <b>ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO</b>															
Zeichnungsgegenstand															
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmusterertragung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.															
<b>KRUPP-KOPPERS</b>										Format der Originalzeichnung DIN A1		Maßstab der Originalzeichnung			
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1															
Fa	KTA	Projekt	Zeichn.-Nr.		Blatt		Revisions-Nr.								
H24915J11			001		001		00								



DEPOSITO DE RESERVA DE ClH    DEPOSITO DE RESERVA DE NaOH    INTERCAMBIADOR DE CATIONES    INTERCAMBIADOR DE ANIONES    DEPOSITO DE LAVADO DE RESINA    DEPOSITO DE AGUA DESIONIZADA    DEPOSITO DE CONDENSADOS    INTERCAMBIADOR DE CONDENSADOS / CATIONES    INTERCAMBIADOR DE LECHO MIXTO    DEPOSITO DOSIFICADOR DE ClH    DEPOSITO DOSIFICADOR DE NaOH    CONDENSADOR DE VAPORES    DESGASIFICADOR    BOMBAS DEL AGUA DE ALIMENTACION DE LA CALDERA DE ALTA PRESSION  
 BOMBA PARA ClH    BOMBA PARA NaOH    BOMBA DE AGUA DESIONIZADA    BOMBA DE AGUA DE REGENERACION    BOMBA DE CONDENSADOS    SOPLANTE DE AIRE DE BARRIDO    INYECTORES    DEPOSITO DOSIFICADOR DE NH4OH Y DE N2H4    DEPOSITO DEL AGUA DE ALIMENTACION    BOMBAS DEL AGUA DE ALIMENTACION DE LA CALDERA DE MEDIA PRESSION  
 NEUTRALIZACION    BOMBA DE AGUA RESIDUAL    BOMBA DOSIFICADORA    BOMBAS DEL AGUA DE ALIMENTACION DE LA CALDERA DE BAJA PRESSION



Revision														
Nr.	Del.	Gen.							Del.	Abt.	Corr.	Del.	Abt.	Gen.
00	ZALRAS	MEINHAUS							28.03.00	VK-T	KHMK			
Zuschreibungsort:														
Auftraggeber <b>ENADIMSA</b>						Zeichnung: Nr. des Auftraggebers								
Projekt <b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>														
Unterlage <b>14 TRATAMIENTO DEL AGUA DE CALDERAS</b>														
Zeichnungsart <b>ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO</b>														
Zeichnungsgegenstand														
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmusteranmeldung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt oder Dritten zugänglich gemacht werden.														
<b>KRUPP-KOPPERS</b>										Formst. der Originalzeichnung Anzahl der Blätter 1		Maststab der Originalzeichnung		
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1														
Fa	KTA	Projekt	Zeichn. Nr.		Blatt		Revisions-Nr.							
<b>H24915K1100100100</b>														







SOPLANTE DE OXIGENO    SOPLANTE DE AIRE    CALENTADOR DE AIRE    QUEMADOR DE GAS    HORNO DEL PROCESO CLAUS    CALDERIN    REACTOR CLAUS (1)    SEPARADOR DE AZUFRE    REACTOR CLAUS (2)    CONDENSADOR DE AZUFRE    SEPARADOR DE AZUFRE    DEPOSITO ENTERRADO    COLUMNA DEPURADORA    BOMBONA DE INMERSION

CALENTADOR DE LA FRACCION DE SH2

CONDENSADOR DE AZUFRE

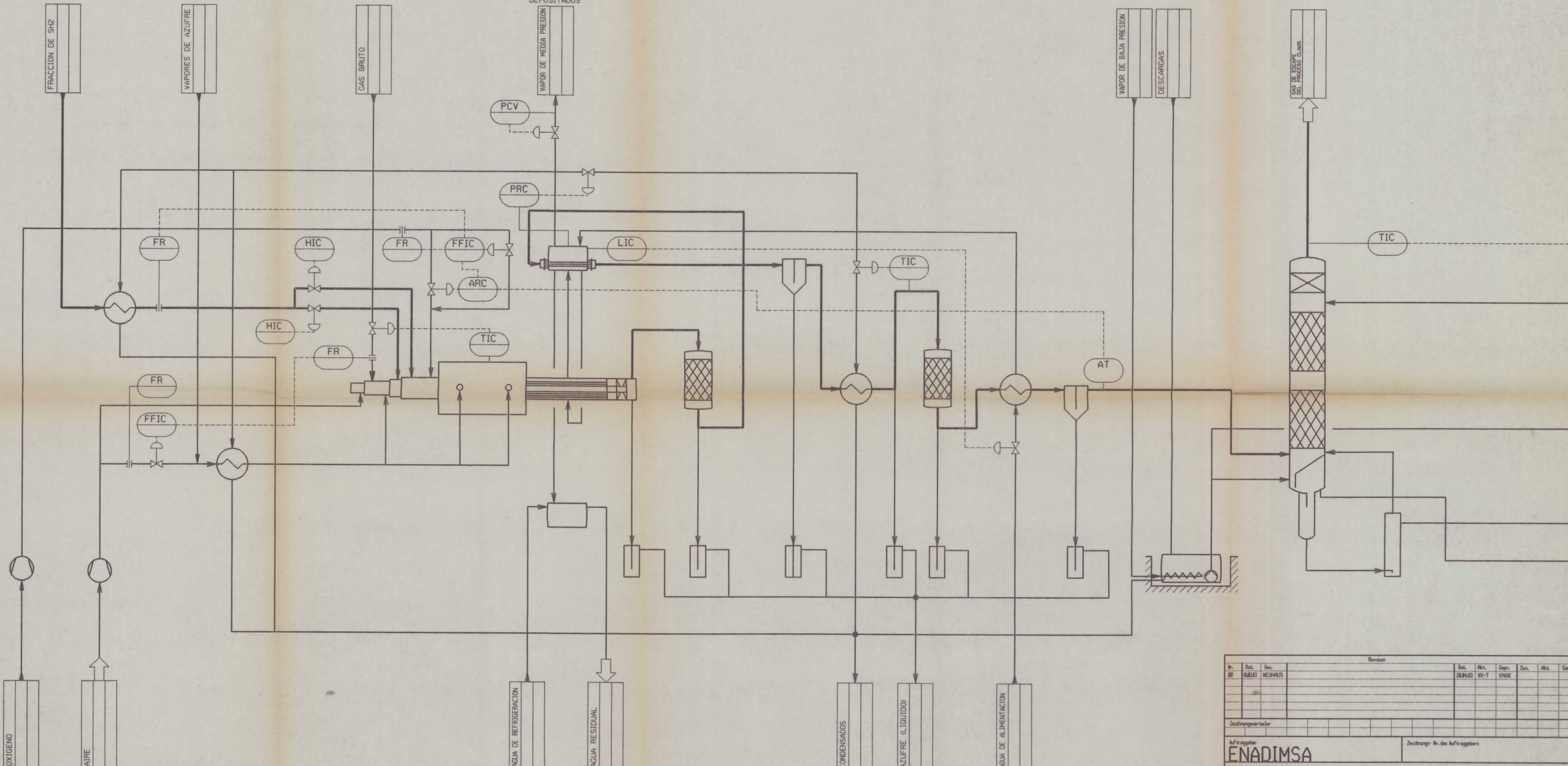
INTERCAMBIADOR DE CALOR GAS/GAS

BOMBA DE INMERSION PARA DISOLVENTE

CALDERA DE RECUPERACION DE CALOR

GUARDAS HIDRAULICAS

REFRIGERADOR DE Lodos DEPOSITADOS



Revisión									
Nr.	Det.	Des.	Det.	Abt.	Appr.	Det.	Abt.	Cons.	
01	MUELAS	NEUMANN		ZILBACH	VC-T	KNAKE			

Auftragsgeber: **ENADIMSA**  
 Zeichnung-Nr. des Auftraggebers:  
 Projekt: **ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO**  
 Teilanlage: **16 OBTENCION DE AZUFRE (PLANTA DE PROCESO CLAUS)**  
 Zeichnungsart: **ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO**  
 Zeichnungsgegenstand:

Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Weiterverteilung oder Gebrauchsmusteranmeldung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.  
**KRUPP-KOPPERS**  
 Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1  
 Format der Originalzeichnung: **DIN A1**  
 Anzahl der Blätter: **2**  
 Hinweis: **Hinweis**  
 Hinweis der Originalzeichnung:

FA KTA Projekt Zeichn.-Nr. Blatt Revisions-Nr.  
**H24915M1100100100**



BOMBA DE RECLADO DE DISOLVENTE

ENFRIADOR/CALENTADOR DE DISOLVENTE

BOMBA DE DISOLVENTE

BOMBA DE CATALIZADOR

DEPOSITO DE PREPARACION

TANQUE DE DISOLVENTE

DEPOSITO COLECTOR

BOMBA DE AGUA RESIDUAL

EYECTOR

EYECTOR

BOMBA DE CARGA PARA AZUFRE

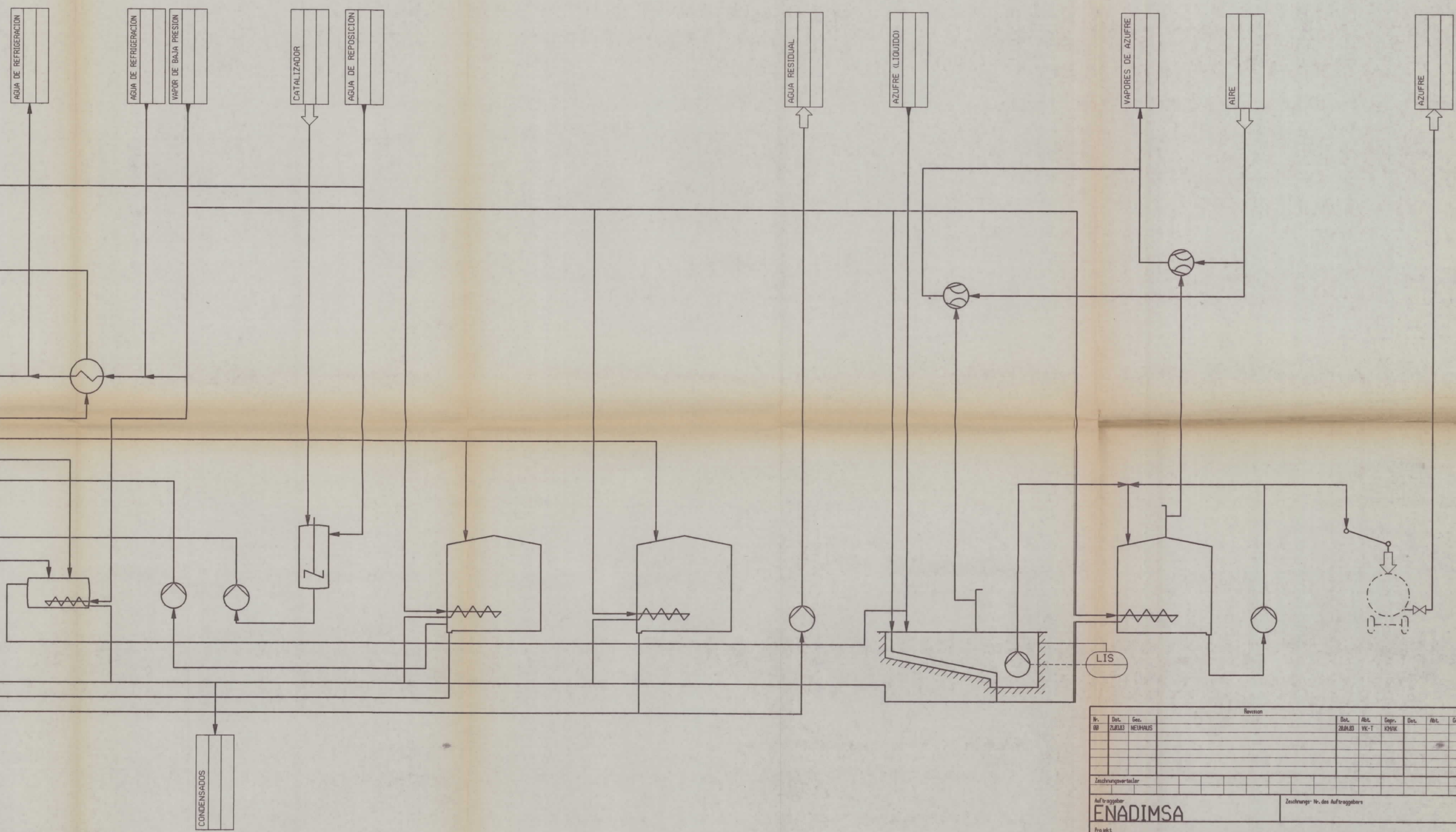
DESPACHO DE AZUFRE

DEPOSITO SEPARADOR DE AZUFRE

FOSA COLECTORA DE AZUFRE

BOMBA DE AZUFRE

DEPOSITO DE AZUFRE



Revisión									
N.	Det.	Des.							
00	ZULEGA	NEUMANN							
Zulassung									
Auftraggeber					Zeichnung-Nr. des Auftraggebers				
<b>ENADIMSA</b>									
Projekt									
<b>ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO</b>									
Planta									
<b>16 OBTENCION DE AZUFRE</b>									
(PLANTA DE PROCESO CLAU) ALMACENADO DE AZUFRE									
Zeichnungsart									
<b>ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO</b>									
Zeichnungsgegenstand									
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmarkenerteilung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.									
Hinweise									
<b>KRUPP-KOPPERS</b>					Formst. der Originalzeichnung				
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1					Anzahl der Blätter				
					2				
Fa	KTA	Projekt	Zeichn.-Nr.		Blatt		Revisions-Nr.		
<b>H24915M1</b>			<b>100100200</b>						



BOMBA DE CONDENSADOS

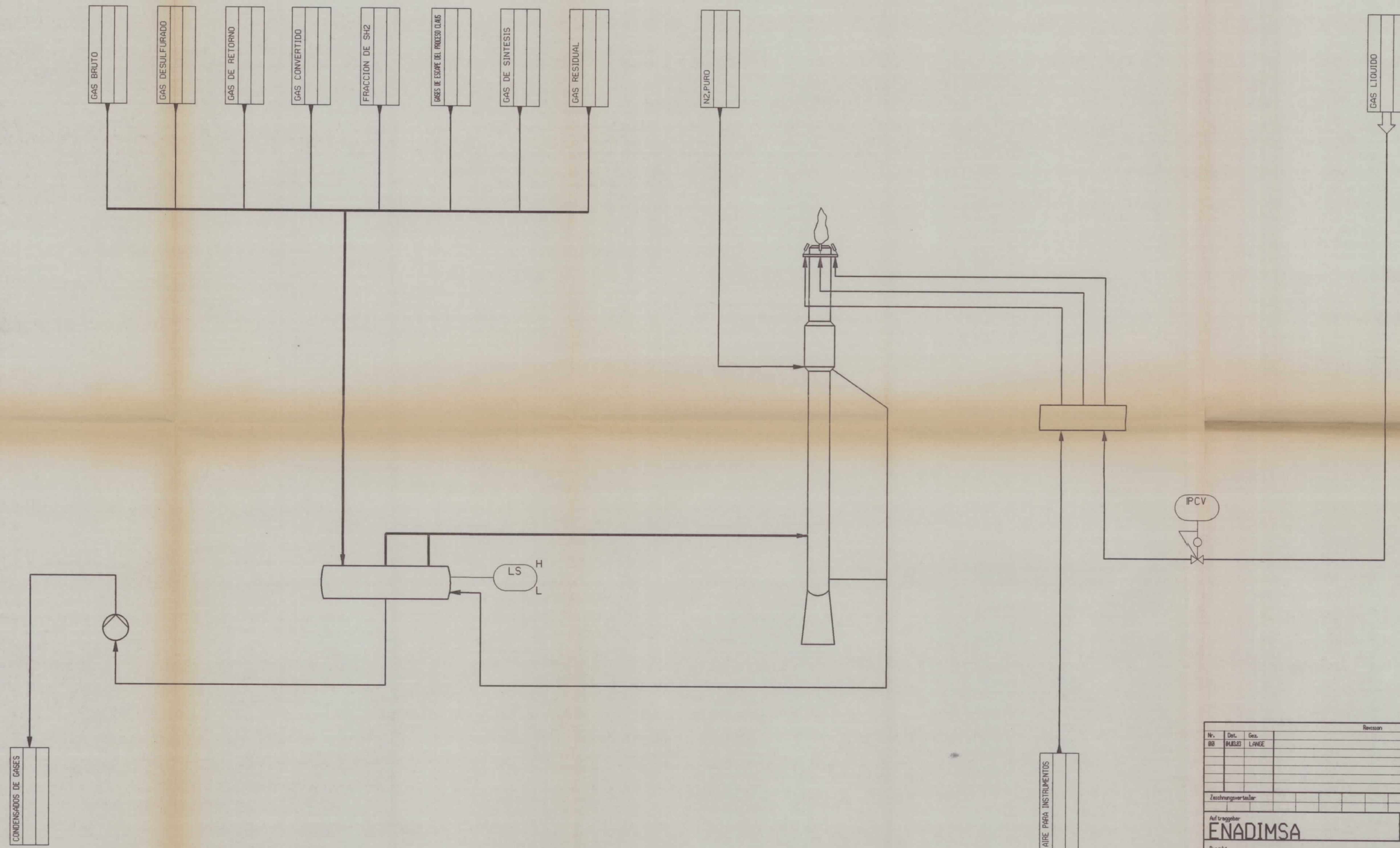
COLECTOR PARA LA ANTORCHA

QUEMADOR

MECANISMO DE ENCENDIDO

SEGURO DE RETROCESO DE LLAMA

ANTORCHA DE QUEMADO



Revisión								
Nr.	Det.	Gen.				Det.	Ret.	Gen.
80	HAJES	LANKE				HAJES	VE-T	KHAK
Zuschlagsverleiher								
Auftraggeber			Zeichnung: Nr. des Auftraggebers					
ENADIMSA								
Projekt								
ESTUDIO PREVIO: PRODUCCION DE AMONIACO								
17 SISTEMA DE ANTORCHA DE QUEMADO								
Zeichnungsart								
ESQUEMA DE FLUJO DEL PROCESO								
Zeichnungsgegenstand								
Für diese Unterlage behalten wir uns alle Rechte vor, auch für den Fall der Patenterteilung oder Gebrauchsmustererteilung. Sie darf ohne unsere vorherige schriftliche Zustimmung weder vervielfältigt noch sonstwie benutzt, noch Dritten zugänglich gemacht werden.						Hinweise		
<b>KRUPP-KOPPERS</b>						Format der Originalzeichnung		
Krupp-Koppers GmbH, D-4300 Essen 1						Mastab der Originalzeichnung		
Firma						Blätter		
1						1		
Firma			Projekt			Revisions-Nr.		
H24915N11			001			00100		

10. Información general

## Referencias:

- Plantas para la gasificación de combustibles de todas clases según el proceso Koppers-Totzek
- Planta para la gasificación de hullas
- Planta para el tratamiento y transformación de gas bruto procedente de la gasificación de carbón en gas de síntesis, para la síntesis de amoníaco y metanol.
- Planta para el tratamiento y transformación de gas bruto de síntesis en gas puro de síntesis y síntesis de amoníaco.
- Carta de fecha 20 de Noviembre de 1978 de la Nitrogeneous Fertilizers Industry, S.A.
- Carta de fecha 12 de Abril de 1983 de la AECI Explosives and Chemicals Ltd.



10. Información general

## Bibliografía :

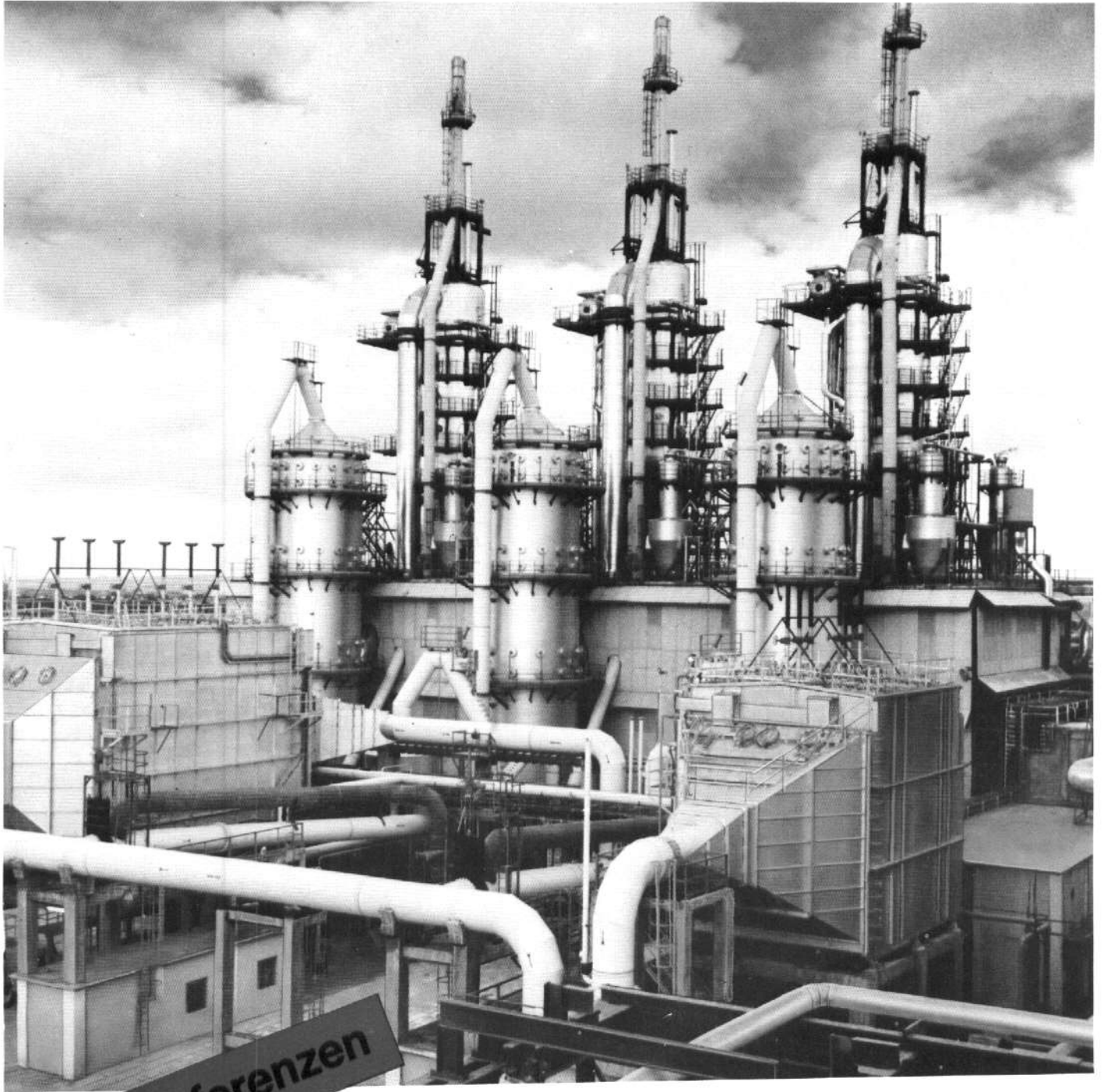
- Engelbrecht, Partridge :  
Coal-based ammonia/methanol plant has high  
reliability  
Oil & Gas Journal, February 9, 1981
  
- Staege :  
Ammoniak aus Kohle - Technologie und Wirt-  
schaftlichkeit  
Techn. Mitt. Krupp, Werksberichte,  
Band 40 (1982) H1
  
- Staege :  
Die Kohle in der Synthesegas-Chemie  
Techn. Mitt. Krupp, Werksberichte,  
Band 40 (1982) H2

## Prospecto :

KRUPP - KOPPERS

Anlagenbau für die Welt von morgen.

# KRUPP-KOPPERS



Referenzen

Anlagen  
zur Vergasung von Brennstoffen jeder Art  
nach dem Koppers-Totzek-Verfahren

Krupp-Koppers GmbH, Moltkestr. 29, D-4300 Essen 1

## Anlagen zur Vergasung von Brennstoffen jeder Art nach dem Koppers-Totzek-Verfahren

	Rohstoff	Anzahl der Vergaser- einheiten	Leistung (V <sub>N</sub> ) m <sup>3</sup> CO + H <sub>2</sub> pro Tag	Verwendungs- zweck des Synthesegases	Auf- trags jahr
Charbonnages de France, Paris, Werk Mazingarbe (P. d. C.), Frankreich	Steinkohle, Koksofengas, Restgas	1	75 000– 150 000	Ammoniak- und Methanol- synthese	1949
Typpi Oy, Oulu, Finnland	Steinkohle, Öl, Torf	3	140 000	Ammoniak- synthese	1950
Nihon Suiso Kogyo Kaisha, Ltd., Tokio, Japan	Steinkohle	2 1 Reserve	210 000	Ammoniak- synthese	1954
Empresa Nacional "Calvo Sotelo" de Combustibles Líquidos y Lubricantes S. A., Madrid, Stickstoffwerk Puentes de García Rodríguez, Coruña, Spanien	Lignit	2 1 Reserve	242 000	Ammoniak- synthese	1954
Typpi Oy, Oulu, Finnland*	Steinkohle, Öl, Torf	2	140 000	Ammoniak- synthese	1955
S. A. Union Chimique Belge, Brussels, Werk Zandvoorde, Belgien	Bunker-C-Öl, Anlage ergänzungsfähig für Steinkohle	2	176 000	Ammoniak- synthese	1955
Amoniaco Português S. A. R. L., Lissabon, Anlage Estarreja, Portugal	Schwerbenzin, Anlage ergänzungsfähig für Lignit und Anthrazit	1	169 000	Ammoniak- synthese	1956
Koordinationsministerium der Griechischen Regierung, Athen, Stickstoffwerk Ptolemais, Griechenland	Lignit, Bunker-C-Öl	3 1 Reserve	629 000	Ammoniak- synthese	1959
The General Organization for Executing the Five Year Industrial Plan, Cairo, Stickstoffwerk der Société el Nasr d'Engrais et d'Industries Chimiques, Talkha, Ägypten	Raffinerie-Restgas, Flüssiggas, Leichtbenzin	3	778 000	Ammoniak- synthese	1963
Chemical Fertilizer Company Ltd. of Thailand, Düngemittelwerk, Mae Moh, Lampang, Thailand	Lignit	1	217 000	Ammoniak- synthese	1963
Azot Sanayii T. A. S., Ankara, Werk Kütahya, Kütahya, Türkei	Lignit	3 1 Reserve	775 000	Ammoniak- synthese	1966
Chemieanlagen Export-Import GmbH, Berlin, für VEB Germania, Chemieanlagen und Apparatebau, Karl-Marx-Stadt, Werk VEB Zeitz, DDR	Vakuumrückstand, Heizöl	2	360 000	Hydrier- wasserstoff	1966
Kobe Steel Ltd., Kobe, Japan, für Industrial Development Corp. of Zambia, Kafue bei Lusaka, Sambia	Steinkohle	1	214 320	Ammoniak- synthese	1967
Nitrogenous Fertilizers Industry S. A., Athen, Stickstoffwerk Ptolemais, Griechenland*	Lignit	1	165 000	Ammoniak- synthese	1969

## Anlagen zur Vergasung von Brennstoffen jeder Art nach dem Koppers-Totzek-Verfahren

	Rohstoff	Anzahl der Vergaser-einheiten	Leistung (V <sub>N</sub> ) m <sup>3</sup> CO + H <sub>2</sub> pro Tag	Verwendungs-zweck des Synthesegases	Auf-trags-jahr
The Fertilizer Corporation of India Ltd., New Delhi, Werk Ramagundam, Indien	Steinkohle	3	2 000 000	Ammoniak-synthese	1969
The Fertilizer Corporation of India Ltd., New Delhi, Werk Talcher, Indien	Steinkohle	3	2 000 000	Ammoniak-synthese	1970
Nitrogenous Fertilizers Industry S.A., Athen, Stickstoffwerk Ptolemais, Griechenland*	Lignit	1	242 000	Ammoniak-synthese	1970
The Fertilizer Corporation of India Ltd., New Delhi, Werk Korba, Indien*	Steinkohle	3	2 000 000	Ammoniak-synthese	1972
AECI Limited, Johannesburg, Werk Modderfontein, Südafrika	Steinkohle	6	2 150 000	Ammoniak- und Methanol-synthese	1972
Indeco Ltd., Lusaka, NCZ Nitrogen Chemicals of Zambia Ltd., Werk Kafue, Sambia*	Steinkohle	1	220 800	Ammoniak- und Methanol-synthese	1974
Indeco Ltd., Lusaka, NCZ Nitrogen Chemicals of Zambia Ltd., Werk Kafue, Sambia*	Steinkohle	2	441 600	Ammoniak- und Methanol-synthese	1975
PETROBRAS Petróleo Brasileiro S.A., Rio de Janeiro, Werk São Jeronimo / Rio Grande do Sul, Brasilien	Steinkohle	2	1 500 000**	Heizgas	1979
KOPEX Przedsiębiorstwo Budowy, Zakładów Górniczych za Graniça, Eksport-Import, Katowice, Kombinat JANINA, Libiaz, Polen	Steinkohle	3	3 070 000**	Heizgas	1980
ICRC International Coal Refining Company, Solvent Refined Coal (SRC-1), Demonstrationsanlage, Newman, Kentucky, USA	Steinkohle, Hydrierrückstand	3 1 Reserve	2 076 000	Hydrier-wasserstoff	1980
TVA Tennessee Valley Authority, Chattanooga, Tennessee, Werk Murphy Hill, Alabama, USA	Steinkohle	16 2 Reserve	14 726 000	Heizgas, Hochkaloriges synthetisches Erdgas, Methanol	1981

\*) Nachbestellung

Krupp-Koppers GmbH  
Postfach 10 22 51, D-4300 Essen 1, ☎ (02 01) 22 08 -1, Telex: 08 57 817  
✉ kruppkoppers

Koppers France S.A.  
Bureau d'Etudes  
19, Rue des Maraîchers  
F-57602 Forbach/Moselle  
☎ (8) 785 21 73  
Telex: koppers forba 860 378 f

Koppers Española S.A.  
Plaza Manuel Gómez Moreno, s/n  
Edificio Bronce - 6ª Planta  
E-Madrid-20  
☎ 4 56 12 58  
Telex: 44 305 kibm e

Nippon Koppers Yugen Kaisha  
Central POB 1019  
J-Tokyo  
☎ 582-3615/8  
Telex: j-24 605

Koppers France S.A.  
30, Boulevard Bellerive  
F-92504 Rueil Malmaison



# KRUPP-KOPPERS



## Anlage zur Vergasung von Steinkohle

Leistung:	2300000 m <sup>3</sup> /d Rohsynthesegas
Verfahren:	Koppers-Totzek
Kunde:	Fertilizer Corp. of India, New Delhi
Standort:	Ramagundam, Indien
Inbetriebnahme:	1978

## Plant for gasifying bituminous coal

Capacity:	2,300,000 m <sup>3</sup> /day raw synthesis gas
Process:	Koppers-Totzek
Client:	Fertilizer Corp. of India, New Delhi
Location:	Ramagundam, India
Commissioned:	1978



# KRUPP-KOPPERS



## Anlage zur Aufbereitung von Rohgas aus der Kohlevergasung zu Synthesegas für die Ammoniak- und Methanolsynthese

Leistung: Gasbehandlung 2 550 000 m<sup>3</sup>/d Rohgas  
Ammoniaksynthese 1 000 t/d NH<sub>3</sub>  
Methanolsynthese 70 t/d CH<sub>3</sub>OH

Kunde: AECI Limited, Johannesburg

Standort: Modderfontein, Südafrika

Inbetriebnahme: 1975

---

## Plant for the treatment of raw gas produced by coal gasification for ammonia and methanol syntheses

Capacity: Gas treatment plant 2,550,000 m<sup>3</sup>/d raw gas  
Ammonia synthesis plant 1,000 t/d NH<sub>3</sub>  
Methanol synthesis plant 70 t/d CH<sub>3</sub>OH

Client: AECI Limited, Johannesburg

Location: Modderfontein, South Africa

Commissioned: 1975



# KRUPP-KOPPERS



## Anlage zur Aufbereitung von Rohsynthesegas zu Reinsynthesegas und Ammoniaksynthese

Leistung: Gasbehandlung 900 000 m<sup>3</sup>/d Rohgas  
Ammoniaksynthese 340 t/d NH<sub>3</sub>  
Kunde: Azot Sanayii T.A.S., Ankara  
Standort: Kütahya/Türkei  
Inbetriebnahme: 1969

---

## Plant for processing raw synthesis gas to pure synthesis gas and Ammoniasynthesis

Capacity: Gas treatment plant 900 000 m<sup>3</sup>/day raw gas  
Ammonia synthesis plant 340 tons/day NH<sub>3</sub>  
Client: Azot Sanayii T.A.S., Ankara  
Location: Kütahya, Turkey  
Commissioned: 1969





A. E. V. A. L.

# NITROGENOUS FERTILIZERS INDUSTRY S.A.

HEAD OFFICE: 15 VALAORITOU STR. ATHENS 134 - GREECE

CABLES : AZOPTOL - ATHENS  
PHONES : 828 581 - 5  
TELEX : (21) 5823

YOUR REF.

OUR REF.

DATE November 20, 1978

JG/alk/ 4660

KRUPP-KOPPERS

POB 8

D-4300 Essen 1

-----  
W. Germany

Dear Sirs,

You have asked us to provide you with a short survey of operating value and experience gained in the Ammonia Plant of our Ptolemais Works. We are pleased to meet your request, and should like to offer the following information :

- The plant was erected in the years 1960-63, for an ammonia capacity of 270 t/day in two production streams of 135 t/day each.
- The raw synthesis gas for ammonia production is produced from local lignite according to the Koppers-Totzek Process. The gasification unit has been so designed that either lignite or heavy fuel oil may be used, according to choice.
- During start-up, a continuous supply of lignite was not possible. The unit was, therefore, operated using heavy fuel oil in the initial phase, and later changed over to the gasification of lignite.
- In December, 1963, the first utilizable raw synthesis gas was produced in the plant from fuel oil. Full ammonia production (270 t/day) was attained at the beginning of March, 1964.
- In May, 1964, gasification was changed over to the processing of lignite.
- During the six-day guarantee test from August 24-30, 1964, the following operating figures for raw gas production were established ( raw gas production = lignite processing +lignite gasification ):

	Guaranteed	Attained
Consumption of		
Raw lignite / CO+H <sub>2</sub> (Kg/Nm <sup>3</sup> )	3.456	2.727
Oxygen/CO+H <sub>2</sub> ( Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup> )	0.4008	0.4200
Electric power/CO+H <sub>2</sub> ( KWh/Nm <sup>3</sup> )	0.2085	0.1910



A.E.V.A.L.

- 2 -

- The capacity and function guarantee was proven during a 30-day test from August 24-September 22, 1964. The result was as follows:

Guaranteed 629,000 Nm<sup>3</sup>/day CO+H<sub>2</sub> = 18,870,000 Nm<sup>3</sup>/30days  
Attained 633,666 Nm<sup>3</sup>/day CO+H<sub>2</sub> = 19,009,980 Nm<sup>3</sup>/30days

During this guarantee run, lignite having ash contents fluctuating between 20.4 and 32 %, referred to anhydrous lignite, was gasified.

There were extreme variations in the composition of the lignite ash during this period.

The degree of C-gasification was above 99%.

- The capacity guarantee for the ammonia plant was proven in a 30-day guarantee test in February/March 1965, with the following results :

Guaranteed 270 t/day = 8,100 t/30 days  
Attained 274.3t/day = 8,229 t/30 days

During this guarantee run, an ammonia production of 290-300 t/day was, on some days, achieved.

In 1971/73, the ammonia plant was extended by 50%, by the erection of a further production stream with a capacity of 135 t/day ammonia.

The guarantee and operating values for the plant units of this extension performed during Feb.22-March 1, 1974, were as follows :

- Lignite Preparation Unit

		Guaranteed	Attained
Lignite dust produced	kg/h	16.4	20.5
Water content of the lignite dust	%	8	6.5
Consumption of raw lignite	t/h	54	53.4
Consumption of electric power	kWh/h	1,680	1,363

./.



- 3 -

- Additional Gasifier

Analysis of the coal dust		Design Basis	Actually consumed
Water content	%	8.0	7.2
Ash	% wt.	31.50	33.90
C	% wt.	45.05	44.14
H	% wt.	3.65	3.20
S	% wt.	1.25	1.20
N	% wt.	1.35	1.20
O	% wt	<u>17.20</u>	<u>16.36</u>
		100.00	100.00

Analysis of the produced gas		Expected	Attained
CO <sub>2</sub>	% vol.	13.0	10.6
CO	% vol.	54.1	60.0
H <sub>2</sub>	% vol.	29.9	26.9
N <sub>2</sub> +Ar	% vol.	2.3	1.9
CH <sub>4</sub>	% vol.	0.2	-
H <sub>2</sub> S/COS	% vol.	0.5	0.6
		<u>100.0</u>	<u>100.0</u>

		Guaranteed	Attained
Raw gas production	Nm <sup>3</sup> /h	12,000	12,940
therein, CO+H <sub>2</sub>	%	83.5	86.2
therein, CO+H <sub>2</sub>	Nm <sup>3</sup> /h	10,020	11,154
Consumption of oxygen	Nm <sup>3</sup> /h	4,895	3,499
Consumption of oxygen/ CO+H <sub>2</sub>	Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup>	0.4885	0.3137

- Ammonia Synthesis Unit

		Guaranteed	Attained
Production of NH <sub>3</sub>	Kg/h	5,625	6,516
Consumption of cooling water	m <sup>3</sup> /h	620	507
Consumption of synthesis gas	Nm <sup>3</sup> /h	15,500	17,528
Consumption of synthesis gas/NH <sub>3</sub>	Nm <sup>3</sup> /kg	2.755	2.69

./.



A.E.V.A.L.

NITROGENOUS FERTILIZERS INDUSTRY S.A.

HEAD OFFICE : 15 VALAORITOU STR ATHENS 134 - GREECE

- 4 -

- Refractory Lining of the Gasifier

In the past period of operation, we had practically no damage at the refractory lining of the gasifiers. During regular inspections, small repairs were carried out, whereby defective spots, caused by erosion, were replaced using ramming mass. These repairs could be executed within a period of a few hours. In other words, the refractory lining has not needed to be renewed since commencement of start-up.

- Ash Split-up

Depending on the ash content and mode of operation of the gasifiers, about 40-60% of the coal ash is discharged beneath the gasifier in the form of slag. The remaining 60-40%, entrained as fly dust with the gas produced, is carried through the waste heat boiler into the cooling washer, and is, there, washed out. The carbon content in the slag discharged beneath the gasifiers, amounts to about 0.2-0.25%. The carbon in the fly dust, discharged with the gas from the gasifier, is about 2-2.10%.

- Degree of Carbon Conversion.

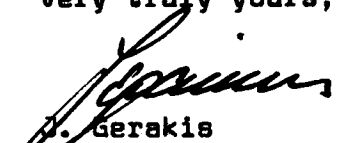
The degree of carbon conversion during the operating period amounted to about 98%. At times, even a value of above 99% was attained.

- Interruptions to operation, caused by breakdown of the Gasification Unit, were extremely rare, in spite of operation with fluctuating lignite qualities. We estimate that these amounted to about 2% of the total operational disturbances.

In summarizing, we can confirm that we are satisfied with the operation and results of the Plant. The planned annual production figures have, in general, been attained.

We agree to this letter's being shown to serious prospective customers or to their being given a copy of this.

Very truly yours,

  
J. Gerakis  
Managing Director.



# AECI EXPLOSIVES AND CHEMICALS LIMITED

Carlton Centre Johannesburg  
PO Box 1122 Johannesburg 2000  
Telephone (011) 21 4651 Telegrams Nitrogen Johannesburg  
Telex 8 7048 SA 8 7652 SA



# AECI PLOFSTOWWE EN CHEMIKALIEË BEPERK

Carlton Sentrum Johannesburg  
Posbus 1122 Johannesburg 2000  
Telefoon (011) 21 4651 Telegramme Nitrogen Johannesburg  
Teleks 8 7048 SA 8 7652 SA

Krupp Koppers GmbH  
Postfach 102251  
D - 4300 Essen 1  
W GERMANY

For the attention of Mr E Goeke

12 April 1983  
RGL/ML

Dear Mr Goeke

Thank you for your letter dated 16 March 1982.

Regarding 1982 production on No 4 Ammonia plant :  
295 000 tonnes was achieved. This is 95% of the average  
design capacity.

Regarding the paper presented at the Conference: a text  
is being prepared by IFA for circulation and you will,  
no doubt receive a copy of it. I hope this is sufficient  
for you. We did not prepare a text of our own, but  
simply commented on the slides which you saw.

Yours sincerely

R G LUKE  
OPERATIONS & DEVELOPMENT MANAGER  
CHEMICALS DIVISION  
-----

# KRUPP KOPPERS

A.D. Engelbrecht, L.J. Partridge  
AECI Ltd., Modderfontein, South Africa.

## **Coal-based ammonia / methanol plant has high reliability**

Reprint of Oil & Gas Journal  
February 9, 1981

## Ammonia plant process

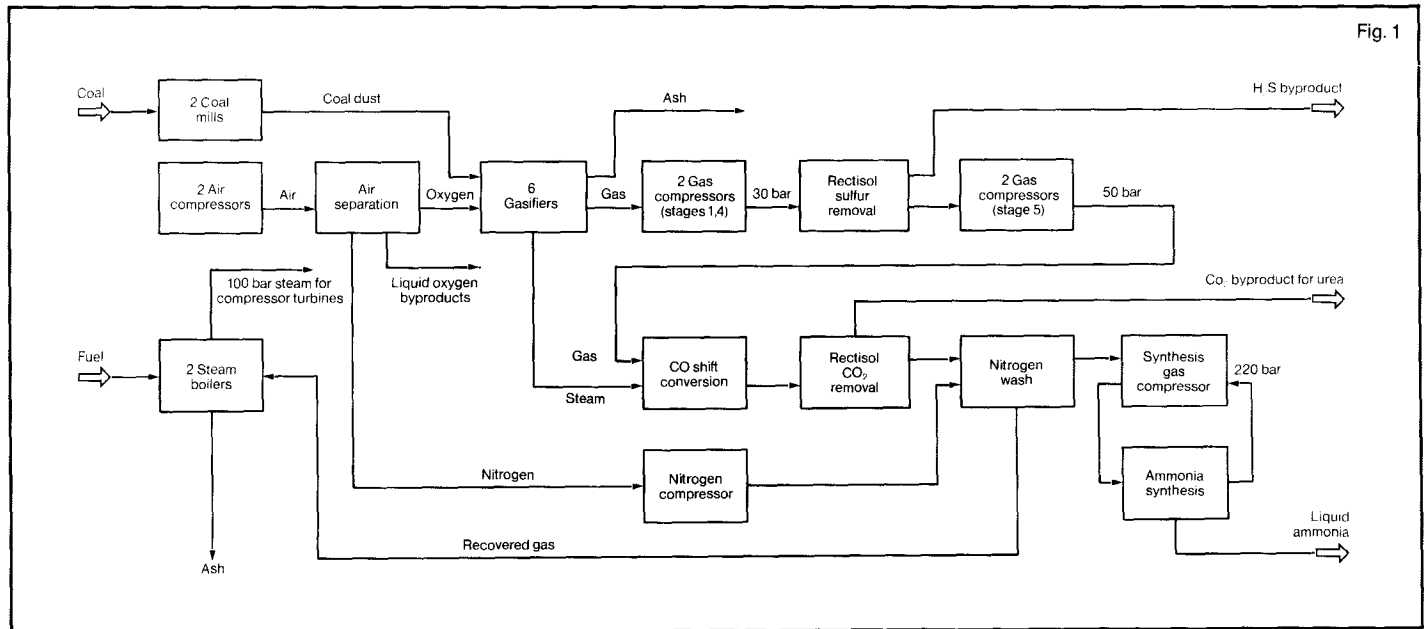


Fig. 1

A coal-based ammonia and methanol plant in South Africa now has an operating availability comparable to that of gas and naphtha-based units. Using Koppers-Totzek gasification, the plant has been operated for over five years by AECI Ltd. in Modderfontein. Capacity of the plant is 1,000 metric tons/day of combined ammonia and methanol. It forms part of a chemicals complex producing nitrogen fertilizers and explosives.

Initially, reliability was poor, due largely to process and mechanical problems in the gas processing sections, as well as in the steam-raising units. As these and other problems have been overcome, plant availability and output have greatly improved.

### Koppers-Totzek gasification

The Koppers-Totzek Process (Fig. 1) is a high temperature, atmospheric pressure, entrained-bed gasifier employing pulverized coal. The object of its development was a process which was not very sensitive to coal properties, and would produce a clean synthesis gas consisting mainly of CO and H<sub>2</sub> and practically no hydrocarbons, phenols, or similar contaminants. Pulverized coal is entrained in a stream of premixed oxygen and steam. The reaction mixture enters the gasifier via burner nozzles at either end. Rapid exothermic reactions cause the temperature in the core of the flame to rise to over 2,000°C.

Subsequent endothermic reactions, and heat loss through the gasifier wall which is employed to raise steam, cause the temperature to decrease, typically to about 1,600°C. Residence time in the gasifier is very short, about 0.5 to 1 second.

Coal feedstock (Table 1) for gasification in the Modderfontein plant is obtained by rail from collieries about 90 km away. The coal is pulverized and simultaneously dried to about 1.5%

Ultimate analysis (dry basis)	
	%m/m
C	64.3
H	3.7
N	2.3
O	8.6
S	0.6
Ash	20.5
Inherent moisture	1.9
Volatile combustible matter, % (air dry basis)	26.1

moisture in two ring and ball mills. Coal dust particle size is typically 90% less than 90µm. Pulverized coal is fed to the gasifiers via screw feeders.

Six two-headed Koppers-Totzek gasifiers are used. A portion of the mineral matter in the coal is slagged in the gasifier. It impinges on the walls, accumulates, and subsequently flows to a slag outlet in the base. Here, slag is quenched and granulated in a water bath and removed by a continuous scraper system.

The remaining mineral matter leaves the gasifiers as fly ash in association with unconverted carbon. The exit temperature from the gasifier is about 1,600°C. Since the mineral matter is largely molten under these conditions, the gas is quenched with direct water injection to about 900°C. to avoid fouling of heat transfer surfaces with slag. A waste-heat boiler system raises steam at 55 bar. The gas is then contacted with water in washing towers where most of the solids are removed. The solids are settled from the washing water, thickened to a slurry with about 15% solids, and pumped to nearby dams where the major part of the water is recovered and recycled for re-use.

The gas is subject to further dust removal before passing to raw gas compressors prior to the gas purification plant. A typical composition of raw gas is given in Table 2.

CO, %	58
H <sub>2</sub> , %	27
CO <sub>2</sub> , %	12
CH <sub>4</sub> , ppm	100
H <sub>2</sub> S, %	0.5
COS, %	0.04
SO <sub>2</sub> , ppm	0.1
HCN, ppm	100
NO, ppm	30
NH <sub>3</sub> , ppm	15
N <sub>2</sub> , %	0.9
Ar, %	0.6
O <sub>2</sub> , ppm	100

\* By volume (dry basis)

### Purification and shift

The dust-free raw gas from the gasification plant is compressed to 30 bar in two parallel, steam-turbine-driven compressors. Before entering the first stage of the Rectisol unit (Fig. 2), HCN is removed from the gas in a water absorber.

The gas is then scrubbed in an absorber with methanol containing dissolved CO<sub>2</sub>. This removes H<sub>2</sub>S and COS to a combined concentration of less than 1 ppm but does not absorb a significant amount of CO<sub>2</sub>.

The gas is then compressed to 50 bar. It passes to the CO shift conversion unit where a conventional high temperature shift conversion catalyst is employed. CO content of the gas is reduced to about 3%. The steam required for shift conversion is supplied by the waste-heat boilers in the gasification plant.

The converted gas passes through a heat-exchanger train and enters the second stage of the Rectisol unit. CO<sub>2</sub> is removed to less than 10 ppm in a two-stage CO<sub>2</sub> absorber.

Methanol containing dissolved H<sub>2</sub>S and COS from the H<sub>2</sub>S absorber is stripped in two stages, the H<sub>2</sub>S rewash column and the H<sub>2</sub>S stripper. The overhead product from the H<sub>2</sub>S stripper contains 60% H<sub>2</sub>S and COS. It is suitable for sulfur recovery using a Claus kiln, or for sulfuric acid manufacture.

## Cold methanol wash

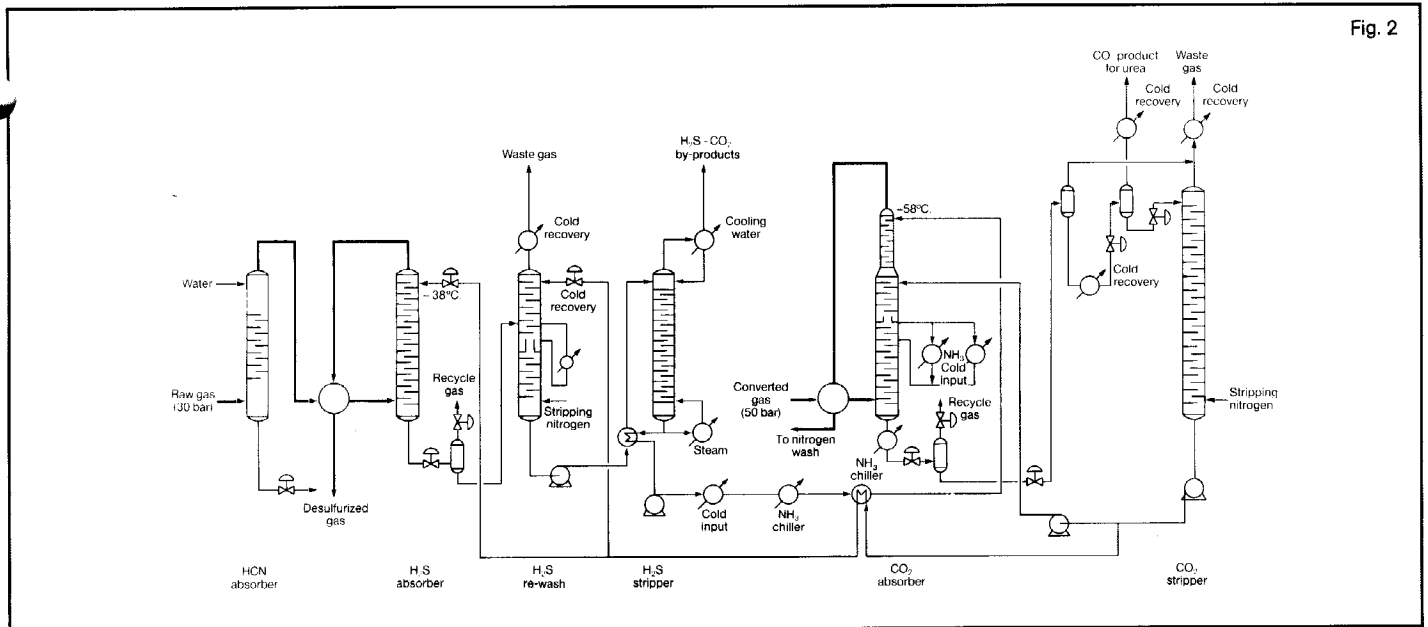


Fig. 2

Methanol containing dissolved  $\text{CO}_2$  is stripped in the  $\text{CO}_2$  stripper. A portion of the  $\text{CO}_2$  is recovered as a pure product for urea manufacture.

The final gas purification stage (Fig. 3), involves removal of final traces of  $\text{CO}_2$  in two molecular-sieve adsorbers, and a liquid nitrogen wash unit to remove final traces of  $\text{CO}$  and  $\text{CH}_4$ .

### Synthesis

The purified gas from the liquid nitrogen wash unit is combined with pure nitrogen from an air separation plant in the stoichiometric ratio for ammonia synthesis. A conventional ammonia synthesis loop is employed operating at 220 bar. The high purity of the synthesis gas eliminates the need for a voluntary purge to avoid inert accumulation.

An ICI low-pressure methanol plant draws synthesis gas from the purification section.

### Operating experience

The Modderfontein plant was commissioned towards the end of 1974. Initially, difficulties were encountered in attempting to achieve continuous operation at relatively high production rates.

The major causes of breakdowns during the first year of operation were mechanical in nature. A large number were related to the steam raising plant. Two large spreader-stoker boilers are employed, each rated for maximum continuous output of 184 tons/hr of steam at 100 bar and  $510^\circ\text{C}$ . Tube and grate failures were very persistent problems, which contributed very significantly to plant shutdowns or rate reductions. These in turn generated mechanical problems throughout the plant due to intermittent operation, startups, and emergency shutdowns. The phase of serious mechanical problems was eventually overcome.

During periods of continuous operation, a more detailed assessment of the process could be made. Considering the Koppers-Totzek gasifiers, it was evident that the units could produce at least the rated output of gas. The gas composition was very close to that predicted.

Three main difficulties were identified, however. These were refractory lining attack, low carbon conversion efficiency, and excessive generation of carbonaceous fly ash. All three problems were inter-related and were subsequently shown to have been the result of the differences between South African bituminous coal and coals of the Northern Hemisphere.

Extensive experience had been gained in operating the Koppers-Totzek gasifiers on lignite and Northern Hemisphere bituminous coal. At Modderfontein, slag attack on the gasifier refractory linings occurred. This required a reduction in the operating temperature as an interim measure to preserve the linings until the problem could be investigated.

The original feedstock was shown to be unsuitable due to very low reactivity and poor mineralogical characteristics. This resulted in very poor carbon conversion under conditions where the refractory linings were being protected from excessively high operating temperatures.

In addition, the poor mineralogical characteristics led to very little slag formation during gasification. Consequently, the bulk of the coal ash left the gasifier as fly ash.

The fly ash is disposed of in lagoons situated about 1 km from the plant. The excessive quantity of fly ash could not be handled in the lagoons originally constructed for the plant.

After investigation of the lining problems, improvements were made in the lining and cooling system of the gasifiers. In addition, a better coal was selected, subsequently shown to have

### Liquid nitrogen wash

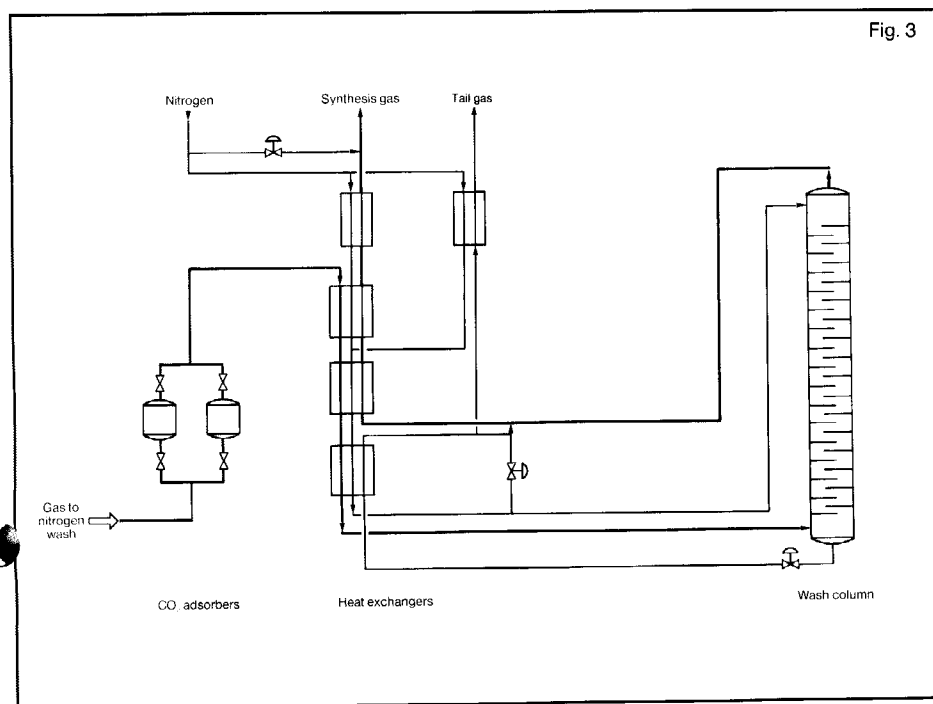
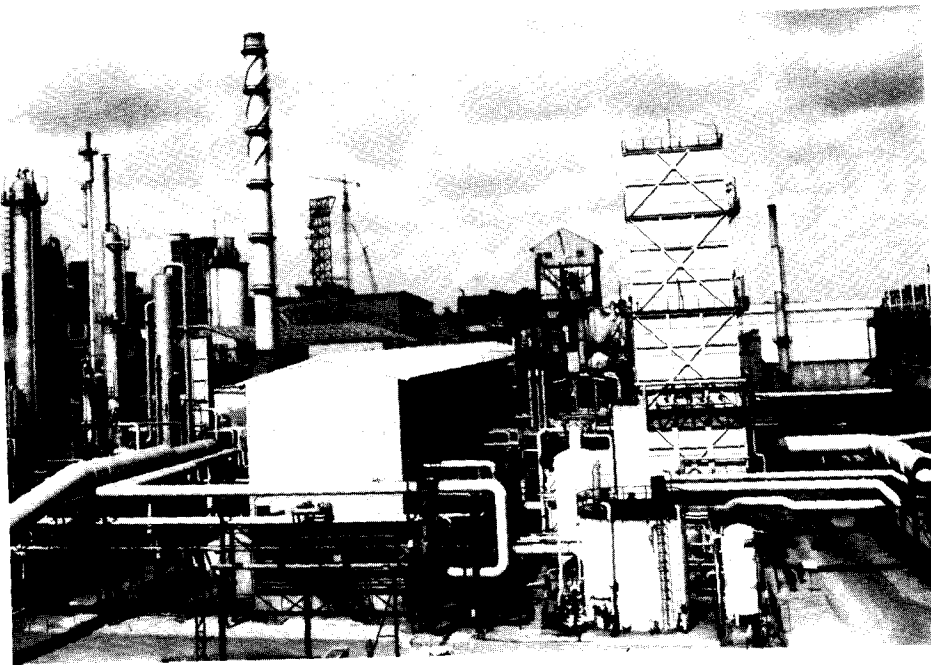


Fig. 3





far better mineralogical and petrological properties. Even so, the inherent low reactivity of South African coal still resulted in relatively low carbon conversion and a high proportion of fly ash.

After resolution of the main process and mechanical problems, the performance of the plant improved to where availability is comparable to that achieved on gas and naphtha-based plants. This is significant considering the far greater complexity of the coal-based plant and the fact that a great deal of solids handling is required.

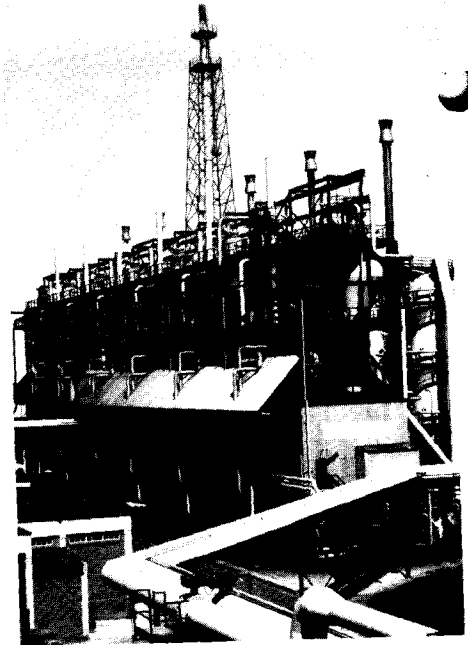
#### Environmental assessment

As a result of the high gasification temperature the Koppers-Totzek Process produces no coal distillation products. Hence, aromatics and phenols do not occur in the raw gas or water from the washer-cooler towers after gasification. The only hydrocarbons produced are methane, about 100 ppm, and trace quantities of  $C_2H_6$  and  $C_3H_8$ . Since the raw gas containing  $H_2S$ ,  $COS$ ,  $HCN$ , and  $NH_3$  is contacted with water at various stages of the process, water streams contain these species. All these streams are fed to a common contaminated-water system which also treats the fly ash slurry from the

washer-cooler towers. The combined streams pass through a settler/clarifier where ash is separated. The clarified water stream is recycled to the plant. The settled ash slurry is pumped to lagoons. The major part of the water is recovered as runoff. This water represents the only liquid effluent leaving the plant. Due to the long contact time with the fly ash, the dissolved  $H_2S$  and  $HCN$  are both converted to innocuous species. Cyanide content of the runoff water is typically 0.2 ppm.  $H_2S$  is not detectable.

As with liquid effluents, gaseous emissions do not present any problems. Besides sulfur oxides and particulates from the boiler plant and the flue gas drying circuit of the coal preparation unit, the only sources of gaseous emission are tail gases from the Rectisol and liquid nitrogen wash units. The tail gases are either flared or used as supplementary fuel for the boiler plant. The major proportion of sulfur in the gasifier coal feed appears in a concentrated stream from the  $H_2S$  stripper in the Rectisol unit.

Originally, this stream was to be combusted in a pyrite roaster for sulfuric acid production. Since the permanent shutdown of the sulfuric acid plant, it is now planned to install a Claus kiln to treat this gas stream.



No significant environmental problems have been experienced during the five years the Modderfontein plant has been in operation. The Koppers-Totzek Process is inherently characterized by low environmental impact.

#### Conclusions

In the light of AECI experience, the Koppers-Totzek gasification process offers distinct advantages in producing synthesis gas from coal for applications such as ammonia and methanol manufacture. Production of a »clean« raw gas, with no byproducts (hydrocarbons, aromatics, or phenols), and minimal environmental impact make it a suitable process for integration into a chemicals manufacturing complex such as Modderfontein.

Although initially plant reliability was poor, availability has continually improved. Considering the complexity of a coal-based plant such as this, when compared to gas or oil-based plants, the availability currently achieved is highly gratifying. As a fully commercialized process, Koppers-Totzek gasification must be considered as a candidate for production of synthesis gas from coal for projects under evaluation over the next five to ten years.

Krupp Koppers GmbH  
Postfach 102251, D-4300 Essen 1, ☎ (0201) 2208-1, Telex: 0857817  
kruppoppers

Koppers France S.A.  
Bureau d'Etudes  
19, Rue des Maraîchers  
F-57602 Forbach/Moselle  
☎ (8) 78521 73  
Telex: koppers forba 860378 f

Koppers Española S.A.  
Plaza Manuel Gómez Moreno, s/n  
Edificio Bronce - 6ª Planta  
E-Madrid-20  
☎ 4561258  
Telex: 44305 kibm e

Nippon Koppers  
Yugen Kaisha  
Central POB 1019  
J-Tokyo  
☎ 582-3615/8  
Telex: j-24605

Krupp Wilputte Corporation  
152 Floral Avenue  
Murray Hill, New Jersey 07974  
☎ 201-464-5900  
Telex: 13-8847

Koppers France S.A.  
30, Boulevard Bellerive  
F-92504 Rueil Malmaison

# Ammoniak aus Kohle – Technologie und Wirtschaftlichkeit –

H. Staeger (Krupp-Koppers GmbH, Essen)

## Einführung

Ammoniak ist das Vor- oder Zwischenprodukt der Großsynthesegas-Chemie mit der mengenmäßig höchsten Produktion. Die Erzeugung betrug in den Jahren 1980/81 ca. 85,0 Mio t. Das Synthesegas bzw. der Synthesewasserstoff für die Ammoniakherzeugung wird heute fast ausschließlich aus kohlenwasserstoffhaltigen Brennstoffen mit brennstoffspezifischen Umwandlungstechnologien erzeugt. Die sogenannte Steam-Reforming wird als erste Stufe der Umwandlungstechnologie für gasförmige und leichtsiedende flüssige Brennstoffe verwendet. Handelt es sich jedoch um hochsiedende flüssige und um feste Brennstoffe, kommt die Partialoxidation (Vergasung) mit Sauerstoff zur Anwendung. Die bekannten fossilen Brennstoffe haben unterschiedliche Gewichtsverhältnisse Kohlenstoff zu Wasserstoff. Bild 1 gibt einen Überblick.

Brennstoff	C/H	Wasserstoff gebunden an Kohlenstoff
Methan	2,96	100 kg H an 296 kg C
Naphtha	ca. 5,00	100 kg H an 600 kg C
Heizöl S	ca. 10,00	100 kg H an 1.070 kg C
Braunkohle	ca. 12,00	100 kg H an 1.250 kg C
Junge Steinkohle	ca. 16,00	100 kg H an 1.600 kg C
Alte Steinkohle	ca. 24,00	100 kg H an 2.400 kg C

Bild 1 Gewichtsverhältnis C/H von Rohstoffen der Synthesegas-Chemie

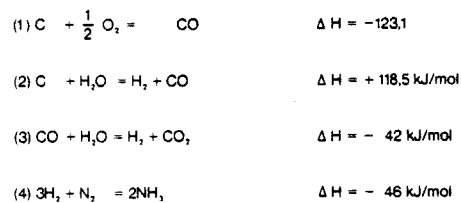
Für die Erzeugung von Wasserstoff oder, allgemein gesagt, von Synthesegas aus fossilen oder Rückstandsbrennstoffen gilt: Je niedriger das Gewichtsverhältnis C/H eines Brennstoffes, um so einfacher die Gesamtumwandlungstechnologie und um so niedriger der Energiebedarf für die Umwandlung. Zur Zeit werden weltweit für die Ammoniakherzeugung Erdgas und Erdölprodukte als Rohstoff eingesetzt. Die bestehenden und zur Zeit im Bau befindlichen Ammoniakanlagen auf Basis Kohle besitzen eine Gesamterzeugungskapazität von ca. 2 000 000 Jahrestonnen.

## Die Umwandlungstechnologien

Die Umwandlungsabläufe Kohle zu Ammoniak erfolgen in aufeinander abgestimmten Umwandlungsstufen, die zu einem integrierten System zusammengefaßt sind. Die Umwandlungsstufen sind im einzelnen:

- Kohlevorbereitung
- Kohlevergasung
- Gasaufbereitung
- Ammoniaksynthese

Die Gesamtumwandlungsgleichungen der Kohle zu Ammoniak zeigt Bild 2.



- |                                 |                           |
|---------------------------------|---------------------------|
| (1) + (2) Kohlevergasung        | Coal gasification         |
| (3) Kohlenmonoxid-Konvertierung | Carbon monoxid conversion |
| (4) Ammoniaksynthese            | Ammonia synthesis         |

Bild 2 Umwandlungsgleichungen

Die wichtigste und kostenbestimmende Stufe einer integrierten Ammoniakanlage auf der Rohstoffgrundlage Kohle ist die Kohlevergasung. Für die Kohlevergasung gibt es eine Reihe bewährter und kommerziell erprobter Technologien. Die Technologien unterscheiden sich sowohl

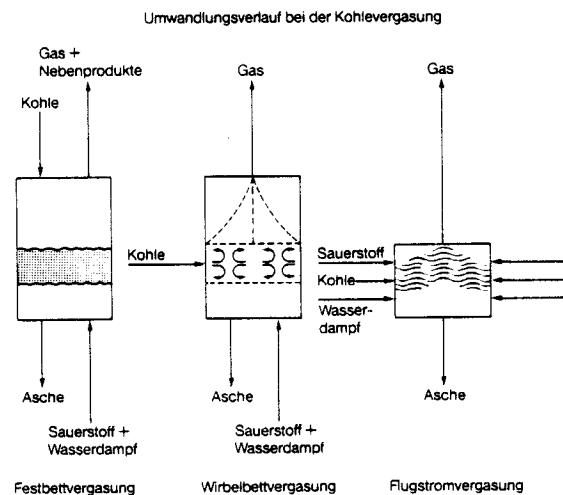


Bild 3 Kohlevergasung

durch die Art der benutzten Generatoren als auch der Stoffströme während der Vergasung innerhalb der Generatoren. Bild 3 zeigt die Grundprinzipien der Vergasungstechnologien. Die Bewertung der verschiedenen Vergasungstechnologien kann durchgeführt werden durch Vergleiche der Wirkungs- und Umsetzungsgrade, des Investitionsbedarfs und über nicht in Zahlen erfassbare Kennzeichen, wie

- Umweltfreundlichkeit,
- Anfall von nicht gewünschten Nebenprodukten und Schadstoffen,
- Eignung für alle oder nur bestimmte Kohlsorten,
- Betriebliche Zuverlässigkeit.

Von den in Bild 3 gezeigten Vergasungstechnologien besitzt die Flugstromvergasung mit trockener Einspeisung das höchste Anwendungspotential

- Sie ist geeignet für alle vorkommenden festen Brennstoffe.
- Es fallen keine unerwünschten Nebenprodukte an.
- Es wird ein technisch sauberes Gas erzeugt mit einem hohen Anteil an Wasserstoff plus Kohlenmonoxid.
- Es tritt nur eine minimale Umweltbelastung auf.

In den folgenden Ausführungen wird deshalb nur diese Technologie berücksichtigt, die großtechnisch heute nach dem Koppers-Totzek-Verfahren durchgeführt wird.

Der verfahrenstechnische Ablauf in den einzelnen Umwandlungsstufen:

#### - Kohlevorbereitung

Die Vorbereitung der Kohle wird verfahrensspezifisch für das jeweils zur Anwendung kommende Vergasungsverfahren durchgeführt. Bei dem Koppers-Totzek-Verfahren bezieht sich die Vorbereitung der Kohle auf Feinmahlung und Trocknung. Beide Vorgänge erfolgen gleichzeitig in sogenannten Mahltrocknungsanlagen, schematisch vereinfacht dargestellt auf Bild 4. Das Schema zeigt eine Mahltrocknungsanlage für Braunkohle mit einem hohen Anfangswassergehalt, deren Arbeitsweise nachstehend beschrieben wird.

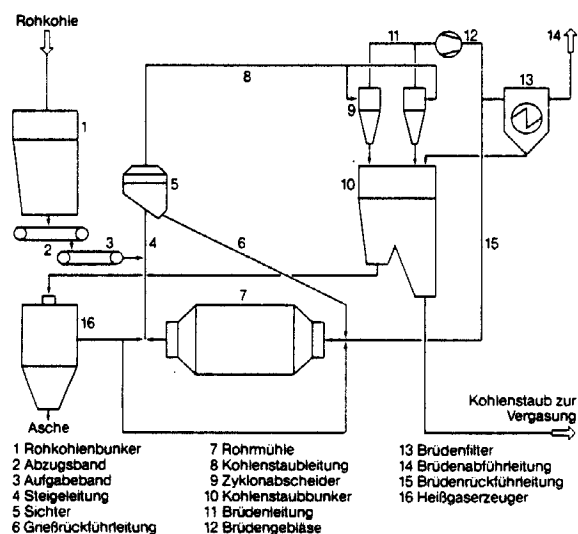


Bild 4 Schema Kohlevorbereitung

Die Rohkohle mit einem Wassergehalt von ca. 55 % wird mit einem regelbaren Abzugsband aus dem Rohkohlebunker kontinuierlich abgezogen und dem Aufgabeband zugeführt. Das Aufgabeband gibt die Kohle über eine in Abb. 4 nicht dargestellte Schleuse direkt in die Mühle oder in die Steigleitung.

In der Steigleitung erfolgt durch heißes Rauchgas eine Schocktrocknung der Kohle, die mit einer Vorzerkleinerung verbunden ist. Die so vorgetrocknete Kohle gelangt in den Sieber, wo die Kornfraktion über 0,1 mm weitestgehend abgeschieden und durch eine Grießrückführung der Mühle zugeführt wird. In der Mühle erfolgt gleichzeitig die weitere Abtrocknung des Kohlegrießes auf die gewünschte Endfeuchte von 8-10 Gew.-% Wasser und die Feinmahlung auf 0,1 mm Korngröße. Der so aufbereitete Kohlegrieß geht durch die Steigleitung wieder zum Sieber, wo er vor Eintritt in den Sieber mit der aufgegebenen Rohkohle gemischt wird.

Die aufbereitete Kohle mit der gewünschten Feinheit und dem zulässigen Überkorn von ca. 15-20 % geht durch den Sieber zu den Zyklonabscheidern.

In den Zyklonabscheidern erfolgt eine weitgehende Abscheidung des Kohlenstaubes aus den Mahlbrüden. Der abgeschiedene Kohlenstaub wird in den Kohlenstaubbunkern gegeben.

Die Mahlbrüden werden durch ein Brüdengläse aus den Zyklonabscheidern abgesaugt. Ein Teil der Brüden geht zur Feinreinigung zum Elektrofilter und danach in die Atmosphäre. Der andere Teil der Brüden wird über die Brüdenleitung zur Mühle rückgeführt und dient dort zur Temperaturregelung der Trocknungsgase. Die Abtrocknung der Kohle auf die gewünschte Endfeuchte geschieht durch heißes Rauchgas. Dies wird in einem Heißgaserzeuger durch Verbrennen von Kohlenstaub erzeugt. Wenn Restgas oder ein anderer Abfallbrennstoff zur Verfügung steht, kann auch dieser verwendet werden.

#### - Kohlevergasung

Die aufbereitete staubförmige Kohle wird pneumatisch zu den Speisebunkersystemen der Vergasungsanlage gefördert. Die Vergasungsanlage ist vereinfacht schematisch auf Bild 5 dargestellt. Der verfahrenstechnische Ablauf ist folgender:

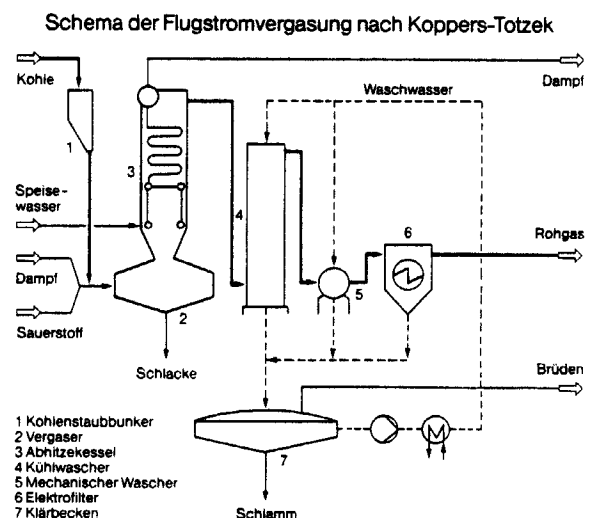


Bild 5 Flugstromvergasung

Durch regelbare Schneckenaggregate wird die staubförmige Kohle in die Vergaser eingespeist. Kurz vor dem Eintritt in die Vergaser erfolgt die Zumischung von Vergasungssauerstoff und Wasserdampf zum Kohlenstaub. In weniger als einer Sekunde wird die staubförmige Kohle unter Flammenbildung zu Rohgas umgesetzt bei Temperaturen, die in der Flammenspitze etwa 2000 °C betragen. Das heiße Rohgas strömt aus den Vergasern durch Abhitze-dampferzeuger in Kühlwascher. In den Abhitzedampf-erzeugern wird Dampf erzeugt, der entsprechend dem Gesamtkonzept einen Druck bis 100 bar besitzt. In den Kühlwäschern erfolgt durch Einspritzen von Wasser eine weitere Gasabkühlung, wobei gleichzeitig mitgeführter Vergasungsrückstand ausgewaschen wird. Die Feinreini-gung des Gases geschieht durch Desintegratoren und Elek-trofilter. Das so erzeugte und mechanisch gereinigte Gas kann nun verwendungsspezifisch weiterbehandelt werden.

Das Kühl- und Waschwasser, welches für die direkte Abkühlung des Gases und Auswaschung des Vergasungs-rückstandes benutzt wird, ist Umlaufwasser, dessen Behandlung folgendermaßen vorgesehen ist: Das mit Fest-stoffen beladene und aufgewärmte Wasser strömt aus der Vergasungsanlage zu Klärbecken. In den Klärbecken erfolgt eine Trennung des Feststoffes vom Wasser durch Absetzen. Das so geklärte Wasser wird anschließend indi-rekt in einem Wärmeaustauscher gekühlt und zu den einzelnen Verbrauchern zurückgepumpt. Das Entfernen des abgesetzten Rückstandes aus den Klärbecken geschieht durch Abpumpen. Das gesamte System der Waschwasser-behandlung ist geschlossen, so daß keine Gase oder Dämpfe unkontrollierbar in die Atmosphäre entweichen können.

– Gasaufbereitung

Das nach dem Koppers-Totzek-Verfahren erzeugte Roh-gas ist, wie die Analyse auf Bild 6 zeigt, ein sehr reines Gas. Es kann mit einer relativ einfachen Gasaufberei-tungsanlage zu Reinsynthesegas weiterverarbeitet wer-den. Die erforderlichen Aufbereitungsschritte vom Roh-zum Reinsynthesegas sind:

- Rohgasentschwefelung,
- Konvertierung,
- CO<sub>2</sub>-Auswaschung und
- Feinreinigung.

Für jede vorgenannte Aufbereitungsstufe gibt es eine Reihe kommerziell erprobter Verfahren. Bei der Auswahl der Verfahren sind folgende Kriterien wichtig:

- Betriebssicherheit,
- Einfache Wartung,
- Verwendung von billigen, ungiftigen, nicht aggressiven und überall verfügbaren Waschmitteln für Rohgasentschwefelung, CO<sub>2</sub>-Auswaschung und Feinreinigung,
- Verwendung von Katalysatoren, die sowohl mechanisch als auch chemisch robust und billig sind,
- kein oder minimaler Anfall von gasförmigen und flüssigen Umweltschadstoffen,
- geringe Investitionskosten,
- geringer Energiebedarf.

		Braunkohle Lignit		Steinkohle Hard-coal	
		roh raw	Staub dust	roh raw	Staub dust
W	Gew.-%	52,50	8,00	10,00	1,00
A	Gew.-%	15,45	29,92	9,04	9,94
C	Gew.-%	20,83	40,34	63,37	69,70
H	Gew.-%	1,62	3,14	4,71	5,18
S	Gew.-%	0,86	1,67	0,72	0,79
N	Gew.-%	0,64	1,24	1,12	1,24
O	Gew.-%	8,10	15,69	11,04	12,15
<b>Gesamt:</b>	<b>Gew.-%</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>
Gas		aus from	Braunkohle Lignit	Steinkohle Hard-coal	
CO <sub>2</sub>	Vol.-%		11,90	10,50	
CO	Vol.-%		55,90	55,00	
H <sub>2</sub>	Vol.-%		29,00	32,10	
N <sub>2</sub> + Ar	Vol.-%		2,00	1,90	
CH <sub>4</sub>	Vol.-%		0,10	0,10	
H <sub>2</sub> S/COS	Vol.-%		1,10	0,40	
			100,00		100,00

Bild 6 Kohle- und Gas-Analysen

Durchgeführte Vergleiche unter Berücksichtigung der Betriebssicherheit, der Investitionskosten, Kosten für Energien, Chemikalien, Katalysatoren, Wartung und Reparatur haben gezeigt, daß folgende Verfahrenskombi-nation eine optimale Lösung nach dem jetzigen Stand der Technik darstellt:

Rohgasentschwefelung und CO<sub>2</sub>-Auswaschung in einer Wäsche mit tiefgekühltem Methanol.

CO-Konvertierung in einer Anlage mit Warmwasserkreis-lauf und Verwendung von chromaktivierten Eisenoxidka-talysatoren für einen Temperaturbereich von 300–600 °C. Feinreinigung des CO<sub>2</sub>-freien Gases durch Kondensation der noch im Gas enthaltenen Verunreinigungen, wie Koh-lenmonoxid, Argon und Methan, mittels flüssigen Stick-stoffs in einer sogenannten Flüssig-Stickstoff-Wäsche.

Der verfahrenstechnische Ablauf bei den einzelnen Aufbe-reitungs-schritten ist:

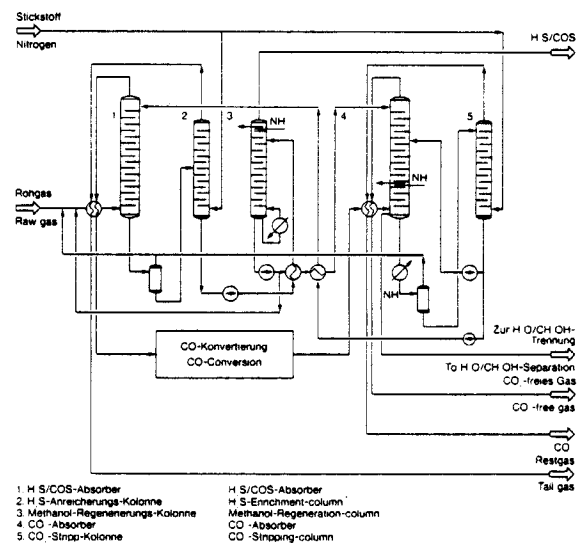


Bild 7 H<sub>2</sub>S/COS-CO<sub>2</sub>-Wäsche

### - Rohgasentschwefelung (Bild 7)

Das auf 30 bar komprimierte Rohgas wird in Rohgaskühlern gegen kalte Produktströme abgekühlt. Um Eisbildung zu verhindern, wird Methanol vor dem Rohgaskühler in das Rohgas eingespritzt. In einer Waschkolonne wird der gesamte im Rohgas enthaltene Schwefel bis auf ppm-Bruchteile entfernt.

Als Waschmittel wird regeneriertes Methanol aus der Kohlendioxid-Wäsche verwendet, das frei von Schwefel ist, jedoch etwas Kohlendioxid enthält. Nach Verlassen der Waschkolonne wird das schwefelfreie Rohgas in den vorgenannten Rohgaskühlern wieder erwärmt und über einen Abscheider der Kohlenmonoxid-Konvertierung zugeführt.

Außer Schwefelwasserstoff und Kohlenstoffdisulfid wäscht das Methanol entsprechend dem Partialdruck des Gases auch gewisse Mengen Wasserstoff und Kohlenmonoxid aus dem Gas mit aus. Um die dadurch bewirkten Verluste an Nutzgas auf ein Mindestmaß zu beschränken, wird das Methanol in einem Abscheider auf einen mittleren Druck entspannt, wodurch ein Teil des Wasserstoffes und des Kohlenmonoxides zurückgewonnen wird. Dieses sogenannte Lösungsgas wird rückgeführt und in die Rohgaskompressoren zwischenstufig bei etwa 10 bar eingespeist.

Zur Erreichung einer hohen Konzentration der gasförmigen Schwefel-Verbindungen, z.B. zur Verwendung in einem Claus-Ofen, wird das beladene Methanol in einer Stripperkolonne entspannt, wobei ein großer Teil des gelösten Kohlendioxids durch Strippen mit Stickstoff entfernt wird. Im oberen Teil der Stripperkolonne werden die gasförmigen Schwefelbestandteile noch einmal durch Methanol zurückgewaschen. Das Restgas ist nun für das Ablassen in die Atmosphäre geeignet und wird durch den Stickstoffkühler und den Rohgaskühler geführt und abgelassen.

Das Methanol wird aus der Kolonne abgezogen und durch die Wärmeaustauscher gepumpt, um es vor dem Eintritt in die Regenerierkolonne wieder aufzuwärmen. Das regenerierte Methanol wird in einem Wärmeaustauscher durch unreines Methanol gekühlt und dann für die Auswaschung von Kohlendioxid aus dem Konvertgas in der Kohlendioxid-Wäsche eingesetzt.

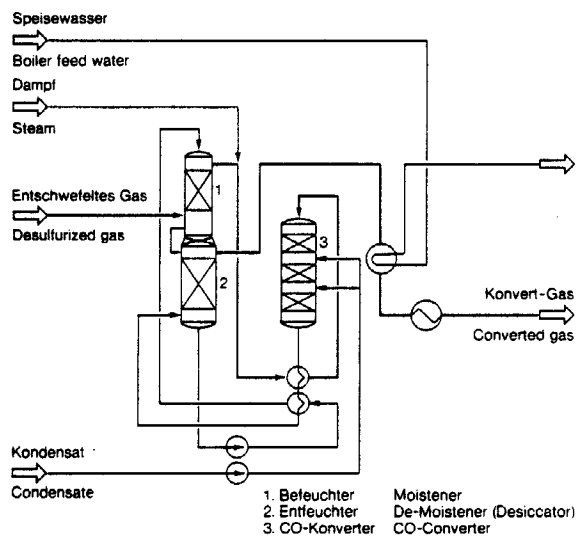


Bild 8 CO-Konvertierung

Die aus dem Kondensator am Kopf der Regenerierkolonne abgezogenen gasförmigen Schwefelbestandteile verbinden sich mit dem Restgas aus der Methanol/Wasser-Abscheiderkolonne und werden in dem Schwefelwasserstoffkühler und dem Ammoniakkühler gekühlt. Nach dem Durchfluß durch einen Abscheider und den Schwefelwasserstoffkühler verläßt diese Fraktion die Anlage.

### - Kohlenmonoxid-Konvertierung (Bild 8)

Das entschwefelte Rohgas tritt in den Befeuchter ein und wird hier im Gegenstrom in einer Füllkörpersäule mit warmem Wasser berieselt, wobei es erwärmt und mit Wasserdampf aufgesättigt wird. Anschließend wird dem warmen Gas-Dampf-Gemisch noch weiterer Wasserdampf zugegeben.

Damit die katalytische CO-Konvertierungsreaktion einsetzen kann, wird das Gas-Dampf-Gemisch vor Eintritt in den Konverter durch aus dem Konverter austretendes Konvertgas auf ca. 320 °C vorgewärmt.

Der Katalysator ist in dem Konverter in mehreren Lagen angeordnet. An dem Katalysator erfolgt die exotherme Konvertierungsreaktion, durch welche das Gas-Dampf-Gemisch erwärmt wird. Zwischen den Katalysatorlagen wird zur Abkühlung des Gemisches und zum Ersatz des bei der Reaktion verbrauchten Wasserdampfes Kondensat in das warme Gemisch eingedüst. Dabei verdampft das Kondensat, so daß weiterer Wasserdampf für die Kohlenmonoxid-Umwandlung verfügbar ist.

- Das Konvertgas mit einem Kohlenmonoxid-Gehalt von ca. 3% verläßt den Konverter und wärmt in Wärmeaustauschern das Eintrittsgas und das umlaufende Wasser auf. Anschließend wird das Konvertgas in einem Entfeuchter durch abgekühltes Wasser aus dem Befeuchter im Gegenstrom abgekühlt, wobei der Begleitwasserdampf zum größten Teil kondensiert. Weitere Wärme wird dem Konvertgas in einem Speisewasservorwärmer entnommen, ehe es in einem Kühler abgekühlt wird.

### - Kohlendioxid-Auswaschung (Bild 7)

Das Konvertgas wird zuerst in Kühlern im Wärmeaustausch gegen die kalten Produktströme gekühlt. Eine weitere Kühlung erfolgt durch Stickstoff in dem Stickstoff-Kühler und in den Kohlendioxid-Verdampfern. Das flüssige Kohlendioxid für die Kühlung wird am Boden der Kohlendioxid-Waschkolonne abgezogen und nach Abtrennung der gelösten Gase im Abscheider den Kohlendioxid-Verdampfern zugeführt.

Nach der Verdampfung des Kohlendioxids und Entspannung wird ein Teil im Wärmeaustausch gegen das Eintrittsgas erwärmt und verläßt die Anlage als Rein-Kohlendioxid. Die restliche Kohlendioxidmenge wird im Stickstoffkühler erwärmt und dann in die Atmosphäre abgelassen.

Das im Konvertgas enthaltene Kohlendioxid wird in der Kohlendioxid-Waschkolonne entfernt. Zwei verschiedene Methanolströme dienen zum Waschen:

1. Reinmethanol aus der Regenerierkolonne der Entschwefelungsanlage und 2. das teilweise regenerierte Methanol, das nur durch Strippen mit Stickstoff behandelt ist, aus dem Abtreiber. Das gereinigte Konvertgas verläßt die Kohlendioxid-Waschkolonne am Kopf und wird der Flüssigstickstoff-Wäsche zugeführt.

Das mit ausgewaschenen Verbindungen beladene Methanol wird zuerst in einen Abscheider geleitet und anschlie-

End in der Strippkolonne entspannt. Der bei der Entspannung in dem Abscheider zurückgewonnene Wasserstoff wird nach Aufwärmung in dem Rohgaskühler der Entschwefelungsanlage zu den Rohgaskompressoren zurückgeführt. In der Strippkolonne wird das im Methanol enthaltene Kohlendioxid durch Strippen mit Stickstoff entfernt. Das gereinigte Methanol wird teilweise in der Entschwefelungsanlage eingesetzt.

Das Methanol-Wasser-Gemisch aus den Gaskühlern vor den beiden Waschkolonnen wird in einer Fraktionierkolonne in Reinmethanol als Kopfprodukt und Wasser als Bodenprodukt zerlegt.

Zur Deckung des Kältebedarfs ist eine Kälteanlage vorgesehen, die so bemessen ist, daß sie auch den Bedarf in der Ammoniaksynthese deckt.

- Feinreinigung (Bild 9)

Das kohlendioxidfreie Gas wird in regenerierbaren, diskontinuierlich betriebenen Adsorbern von Methanol- und Kohlendioxid-Spuren befreit. Anschließend wird das Gas in Wärmeaustauschern gegen kaltes Synthesegas und durch die Verdampfungswärme des Sumpfproduktes aus der Stickstoff-Waschkolonne in einem weiteren Wärmeaustauscher abgekühlt. Es geht nun zur Waschkolonne, wo es mit Flüssigstickstoff gewaschen wird. Bei dieser Gegenstromwäsche werden die restlichen Verunreinigungen wie Kohlenmonoxid, Argon und Methan aus dem Wasserstoff entfernt. Das gereinigte Gas verläßt die Waschkolonne am Kopf und wird nach Zugabe von Stickstoff in Wärmeaustauschern vorgewärmt, wobei das Eintrittsgas abgekühlt wird. Der Hauptteil des Synthesegases, und damit auch ein großer Teil der Kälte, wird jedoch in der Kohlendioxid-Wäsche zur Abkühlung des Konvertgases und Waschmethanols eingesetzt. Hierbei wird das Synthesegas weiter erwärmt. Der restliche Teil wird in einem Wärmeaustauscher gegen eintretenden Stickstoff vorgewärmt.

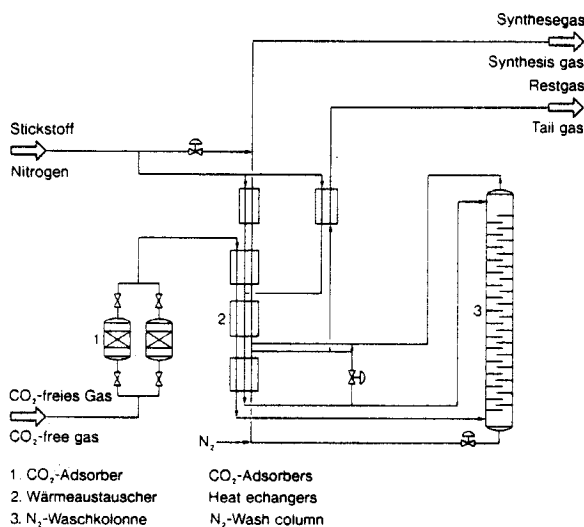


Bild 9 Flüssig-Stickstoff-Wäsche

Das Sumpfprodukt der Waschsäule, das die ausgewaschenen Gasverunreinigungen enthält, wird entspannt und verläßt die Anlage nach Abgabe seiner Kälte als Restgas.

Der Kältebedarf der Flüssigstickstoff-Wäsche wird gedeckt durch die Verdampfung des Sumpfproduktes der Wasch-

kolonne und durch den Joule-Thomson-Effekt, der durch Verringerung des Teildruckes des Stickstoffes während der Vermischung des gereinigten Gases mit dem Stickstoff auftritt.

- Ammoniaksynthese (Bild 10)

Für die Ammoniaksynthese gibt es eine Reihe von bewährten Verfahren, die sich im wesentlichen unterscheiden, z.B. durch:

- den Arbeitsdruck
- die Bauart der Reaktoren
- die Aufgabe von Frischgas in den Reaktor
- den Fluß des Gases im Reaktor
- die Ausnutzung der Reaktionswärme

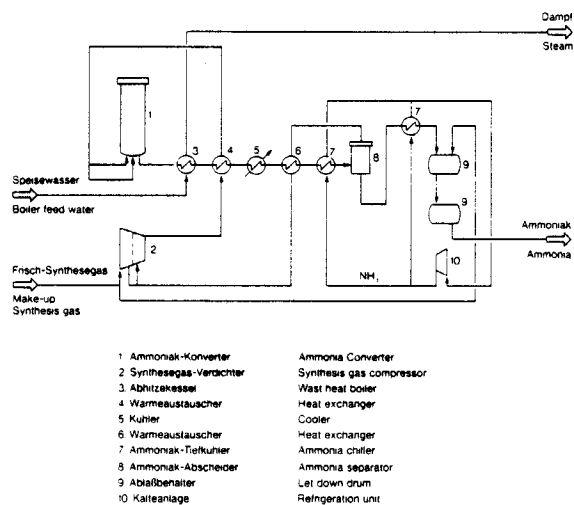


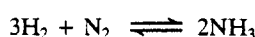
Bild 10 Ammoniaksynthese

In den folgenden Betrachtungen ist eine Synthese berücksichtigt, die bei einem Betriebsdruck von ca. 135 bar arbeitet. Der Verfahrensablauf ist folgender:

Das Synthesefrischgas wird mit Entspannungsgas aus dem Hochdruckabscheider gemischt und auf etwa 128 bar in einem Zentrifugalverdichter komprimiert. Eine weitere Verdichtung auf 138 bar erfolgt in dem Umlaufkompressor gemeinsam mit dem Umlaufgas.

In dem Wärmeaustauscher hinter dem Abhitzeessel erfolgt eine Vorwärmung auf etwa 250 °C durch Austrittsgas aus dem Abhitzeessel.

Das vorgewärmte Gas wird in zwei ungleiche Mengenströme aufgeteilt und in den Reaktor gegeben. Der Reaktor ist als Radial-Fluß-Reaktor ausgeführt und enthält zwei Katalysatorbetten. Die Hauptmenge des aufgegebenen Gases strömt im Reaktor an der Innenseite des Druckmantels zum Reaktorkopf und von dort durch einen Wärmeaustauscher zum ersten Katalysatorbett. Hinter dem Wärmeaustauscher wird durch Zugabe von Gas die Temperatur für den Eintritt in das erste Katalysatorbett eingestellt. Im Katalysatorbett wird ein Teil des Synthesegases zu Ammoniak umgeformt gemäß der Gleichung



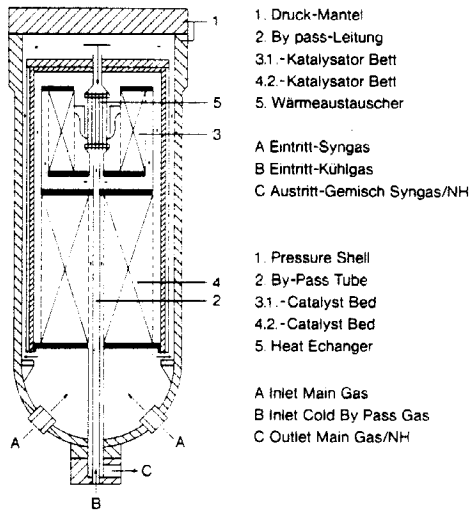


Bild 11 Radial-Fluß Ammoniak Konverter

Durch die frei werdende Reaktionswärme wird das Gemisch Synthesegas/NH<sub>3</sub> erwärmt. Die fühlbare Wärme wird in dem Wärmeaustauscher an das Eintrittsgas abgegeben. Das abgekühlte Gas strömt nun zum zweiten Katalysatorbett, in welchem ein weiterer Teil des Gases zu Ammoniak reagiert. Bild 11 zeigt ein Schema des Reaktors.

Das den Reaktor verlassende Gas/NH<sub>3</sub>-Gemisch durchströmt

- einen Abhitzeessel, in dem ein Teil der fühlbaren Wärme zur Dampferzeugung genutzt wird,
- einen Wärmeaustauscher, in dem das Eintrittsgas vorgewärmt wird,
- eine Kühlergruppe, in welcher eine weitere Abkühlung erfolgt,
- einen Wärmeaustauscher, in dem das Umlaufgas vorgewärmt wird,

- einen Ammoniak-Tiefkühler zwecks weiterer Abkühlung.

In dem Ammoniakabscheider erfolgt eine Trennung des Gemisches in Ammoniak und nicht reagiertes Synthesegas. Das nicht reagierte Gas geht wieder zu dem Umlaufkompressor und wird dort mit dem Frischgas gemischt.

Das abgeschiedene Ammoniak wird weiter abgekühlt und in den Hochdruckablaßbehälter gegeben. Hier entweicht noch im Ammoniak gelöstes Synthesegas. Das frei werdende Gas wird dem Frischsynthesegas vor dem Synthesegaskompressor zugemischt. Das fast gasfreie Ammoniak wird weiter entspannt und in weitere Ablaßbehälter gegeben.

Die Tiefkühlung des Gas/Ammoniakgemisches in den Ammoniaktiefkühlern und des Ammoniaks hinter dem Ammoniakabscheider erfolgt durch Ammoniak aus einer Kälteanlage.

Bild 12 zeigt das Blockschema eines Anlagensystems zum Erzeugen von Ammoniak aus Kohle.

Auf dem Bild ist energieautarkes Anlagensystem dargestellt mit eigener Wasserwirtschaft. Diesem System brauchen nur zugeführt zu werden: Kohle und Zusatzwasser. Das Bild zeigt ferner Gasanalysen vor und hinter den Umwandlungsstufen, Gasmengen und Gasdrücke. Die angegebenen Mengen gelten für eine stündliche Ammoniakherzeugung von 62,5 t = 1500 tato. Die erforderlichen Neben- und Versorgungsanlagen sind ebenfalls dargestellt.

- Energieversorgung

Integrierte Anlagensysteme der Kohle-Synthesegas-Chemie benötigen spezifisch mehr Energie als solche auf Basis Erdgas oder Erdölderivate. Eine eigene Energieversorgung in Form von Dampf und elektrischem Strom, erzeugt aus Kohle, ist in den meisten Fällen günstiger als deren Bezug aus dem öffentlichen Netz oder von außenstehenden Stellen. Auf Bild 13 ist vereinfacht das Dampfschema eines Anlagensystems für die Erzeugung von 1500 tato Ammoniak aus Kohle dargestellt.

Der in dem System benötigte Dampf, sei es für Verfahrenszwecke, sei es für Antriebsturbinen, wird zum Teil als

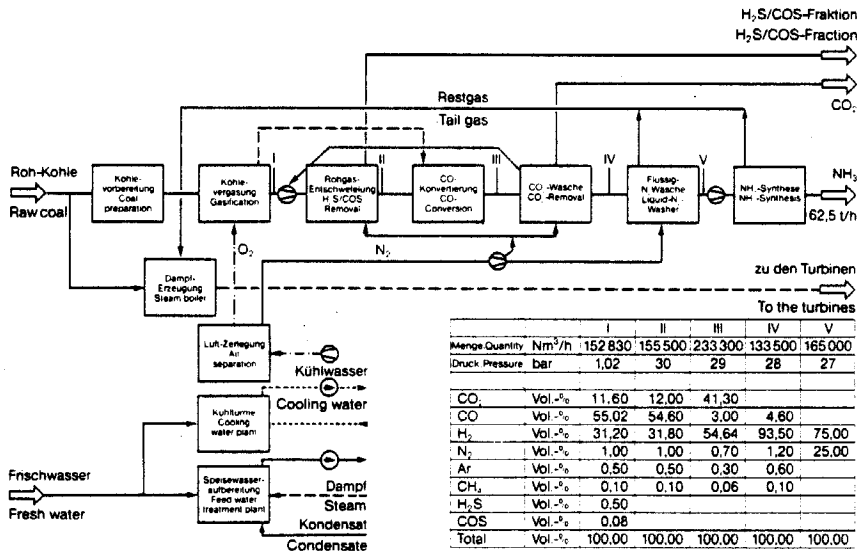


Bild 12 Blockschema NH<sub>3</sub>-Erzeugung

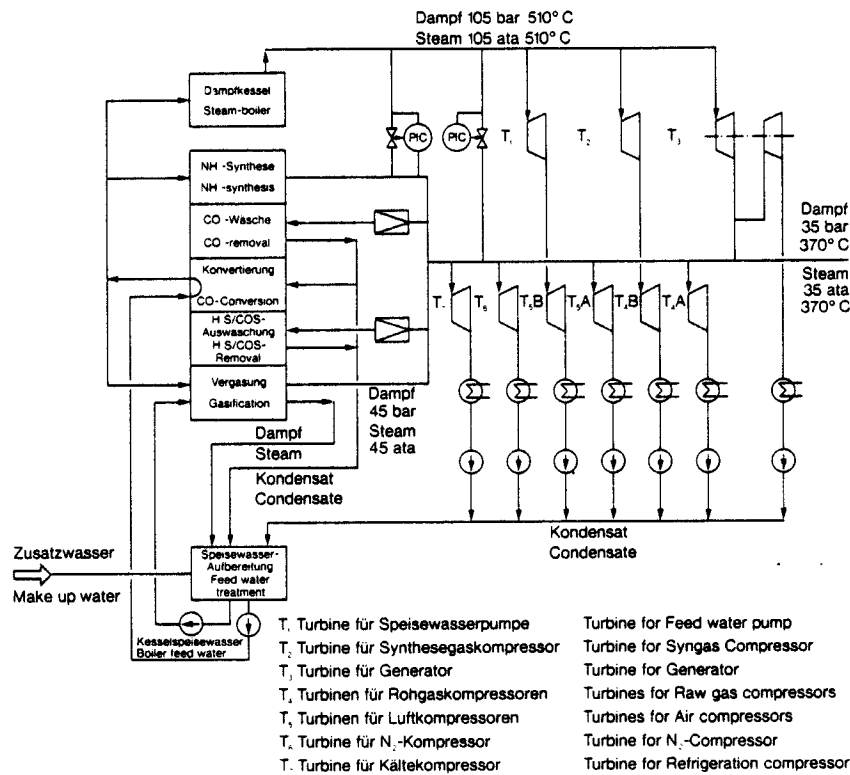


Bild 13 Dampf-System

Abhitzedampf in einigen Verfahrensstufen gewonnen. Die noch fehlende Menge in der Gesamtbilanz muß in einem separaten Kraftwerk erzeugt werden.

Verfahrensdampf fällt an in folgenden Stufen:

- Kohlevergasung, Sattdampf 45 bar = 130 t/h
  - Sattdampf 3,5 bar = 57 t/h
  - Ammoniaksynthese, Sattdampf 40 bar = 67 t/h
- Zusatzdampf wird erzeugt in dem Kraftwerk, mit einem Druck von 105 bar und einer Temperatur von 510° C = 370 t/h

Die Dampfverbraucher sind:

- Sattdampf 3,5 bar
- Kohlevergasung = 30 t/h
- Speiswasseraufbereitung = 35 t/h
- für Beheizungszwecke = 2 t/h
- Sattdampf 45 bar
- CO-Konvertierung = 120 t/h
- Gaswäschen = H<sub>2</sub>S/COS und CO<sub>2</sub>-Auswaschung = 16 t/h
- Kondensationsturbine = 61 t/h

Dampf 105 bar  
- Antriebsturbinen

Die Verwendung des Dampfes in den Turbinen:

Der in dem Kraftwerk erzeugte Dampf mit einem Druck von 105 bar und einer Temperatur von 510° C geht zu den Antriebsturbinen für

- die Speiswasserpumpen = Gegendruckturbine
- den Synthesegas-Umlaufkompressor = Gegendruckturbine
- den Generator für die elektrische Energieerzeugung = Entnahmen-Kondensationsturbine

Der Zustand des Gegendruck/Entnahmedampfes ist 35 bar - 370° C

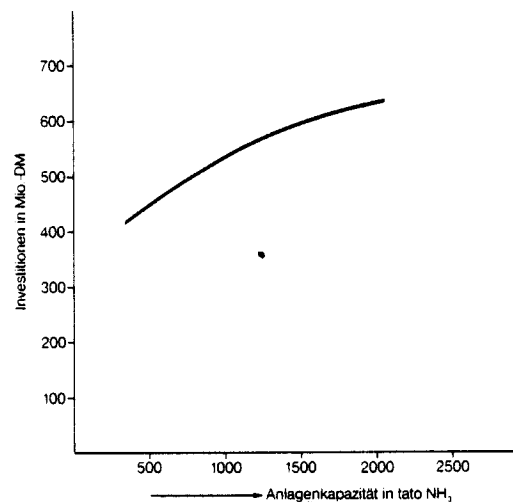


Bild 14 Investitionen von Anlagensystemen

Dem Gegendruckdampf mit vorstehenden Kenndaten wird nun der 40 bar - Überschußdampf (61 t/h) zugemischt. Die Gesamtdampfmenge geht in die Kondensationsturbine für

- die Rohgaskompressoren,
- die Luftverdichter der Luftzerlegungsanlage,
- dem Stickstoffkompressor,
- dem Ammoniakkompressor der Kälteanlage.

Das vorstehende Dampfschema ist ein Basisvorschlag und kann natürlich noch im Detail geändert und den Erfordernissen eines Düngemittelkomplexes angepaßt werden.



**Investitionen, Betriebszahlen und Wirtschaftlichkeit**

Die Anlagensysteme der Kohle-Synthesegas-Chemie erfordern bekanntlich höhere Investitionskosten als vergleichbare Anlagen für gasförmige und flüssige Rohstoffe. Für die Ammoniakherzeugung sind die Vergleichszahlen für die Investitionen etwa wie folgt:

- Kohle/schweres Heizöl/Erdgas = 100/65/45

Bild 14 zeigt die Investitionen von kompletten Anlagensystemen in Abhängigkeit der Anlagengröße. Die angegebenen Investitionen umfassen alle Anlagen wie sie auf Bild 12 dargestellt sind.

Der Gesamtenergiebedarf ausgedrückt in GJ/t bei der Ammoniakherzeugung aus verschiedenen Rohstoffen zeigt etwa nachstehendes Verhältnis:

- Kohle/schweres Heizöl/Erdgas = 100/80/70

Die beiden vorgenannten Verhältnisreihen, sowohl für die Investitionen als auch für den Gesamtenergiebedarf, gelten bei der Anwendung der Flugstromvergasung wie sie heute kommerziell angewendet wird.

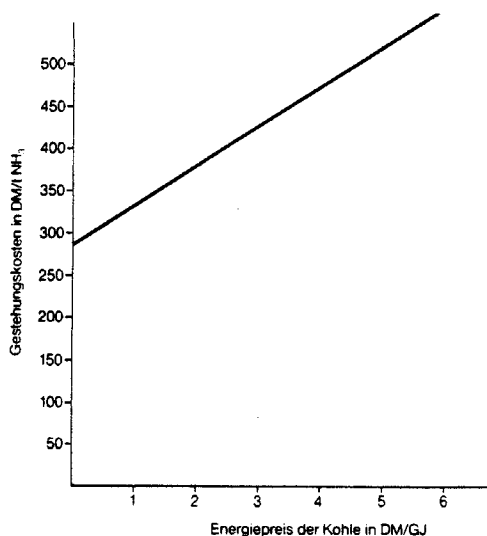


Bild 15 Gesteuerungskosten

Rohstoff		Erdgas	Naphtha	Heizöl S	Kohle
Investitionen	Mio DM	280	300	400	600
Rohstoff für chemische Umwandlung u. Energieerzeugung	G J/t	36	38	41.2	51.5
Zusatzwasser	m <sup>3</sup> /t	5	5	7.0	10
Kosten für Chemikalien und Katalysatoren	DM/t	2	2.5	1.4	1.5
Personalbedarf	Mann/Tag	90	90	120	160

Bild 16 Betriebszahlen und Investitionen

Bild 16 zeigt Betriebszahlen und Investitionen für ein Anlagensystem zum Erzeugen von 1500 tato NH<sub>3</sub>.

Unter Berücksichtigung folgender Berechnungsgrundlagen für die Ermittlung der Gesteuerungskosten:

- Investitionen gemäß Bild 16
  - Gesamtbetriebszahlen gemäß Bild 16
  - Verzinsung der Investitionen
  - Amortisation
  - Versicherungen
  - Kosten für Reparatur und Unterhaltung
  - Personalkosten
  - Verwaltungskosten
- jährlich 22 %  
der  
Investitionen

erhält man die Gesteuerungskosten von NH<sub>3</sub> in Abhängigkeit des Kohleenergiepreises wie auf Bild 15 und 16 dargestellt. Die Angaben beziehen sich auf Anlagen mit einer Erzeugung von 1500 tato Ammoniak.

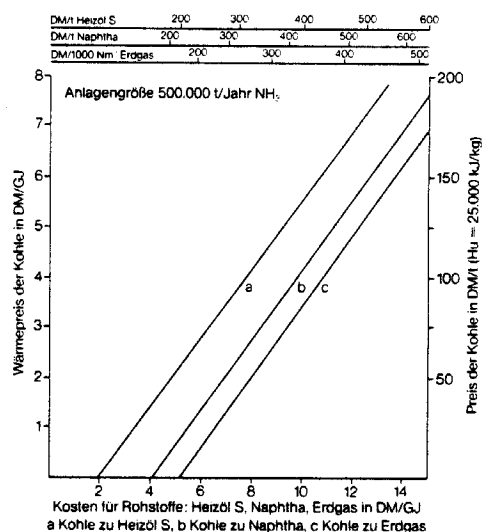


Bild 17 Preisrelation von Rohstoffen

Zur Ermittlung der Mindestenergiepreisverhältnisse von Kohle zu anderen Brennstoffen bei der Ammoniakherzeugung wurden Vergleichsrechnungen durchgeführt, um zu gleichen Gesteuerungskosten Ammoniak herzustellen. Die Ergebnisse der Vergleichsrechnungen unter Berücksichtigung der Werte von Bild 16 sind in Form von Kurven (Konkurrenzschnellen) auf Bild 17 dargestellt. Das Bild zeigt z.B., daß bei einem Kohlepreis von 4,- DM/GJ, entsprechend 100,- DM/t, die Preise von schwerem Heizöl bei 315,- DM/t, von Naphtha bei 420,- DM/t und von Erdgas bei 0,38 DM/m<sup>3</sup> liegen müssen, um Preisgleichheit bei den Gesteuerungskosten zu bekommen.

# Die Kohle in der Synthesegas-Chemie

H. Staeger (Krupp-Koppers GmbH, Essen)

- Wirtschaftlichkeit und Konkurrenzschwellen zu anderen Einsatzstoffen -

## 1 Allgemeines

Die bevorzugten Rohstoffe für die Synthesegas-Chemie sind heute weltweit mit wenigen Ausnahmen Erdgas und bestimmte Erdölfraktionen. Zu den Ausnahme-Regionen gehört unter anderem auch die Republik Südafrika. Hier wird bekanntlich seit Jahren die Kohle für die Herstellung von Fischer-Tropsch-Produkten, Ammoniak und Methanol, genutzt.

Die in den letzten Jahren weltweit aufgetretenen unterschiedlichen Preissteigerungen für Erdgas, Erdöl und Kohle - wobei die Steigerungen für die Kohle am geringsten ist - haben dazu geführt, daß die Produkte der Synthesegas-Chemie aus Kohle über den Weg der Kohlevergasung bereits in einigen Weltregionen zu gleichen Kosten hergestellt werden können als vergleichbare Erzeugnisse aus Erdgas oder Erdölfraktionen.

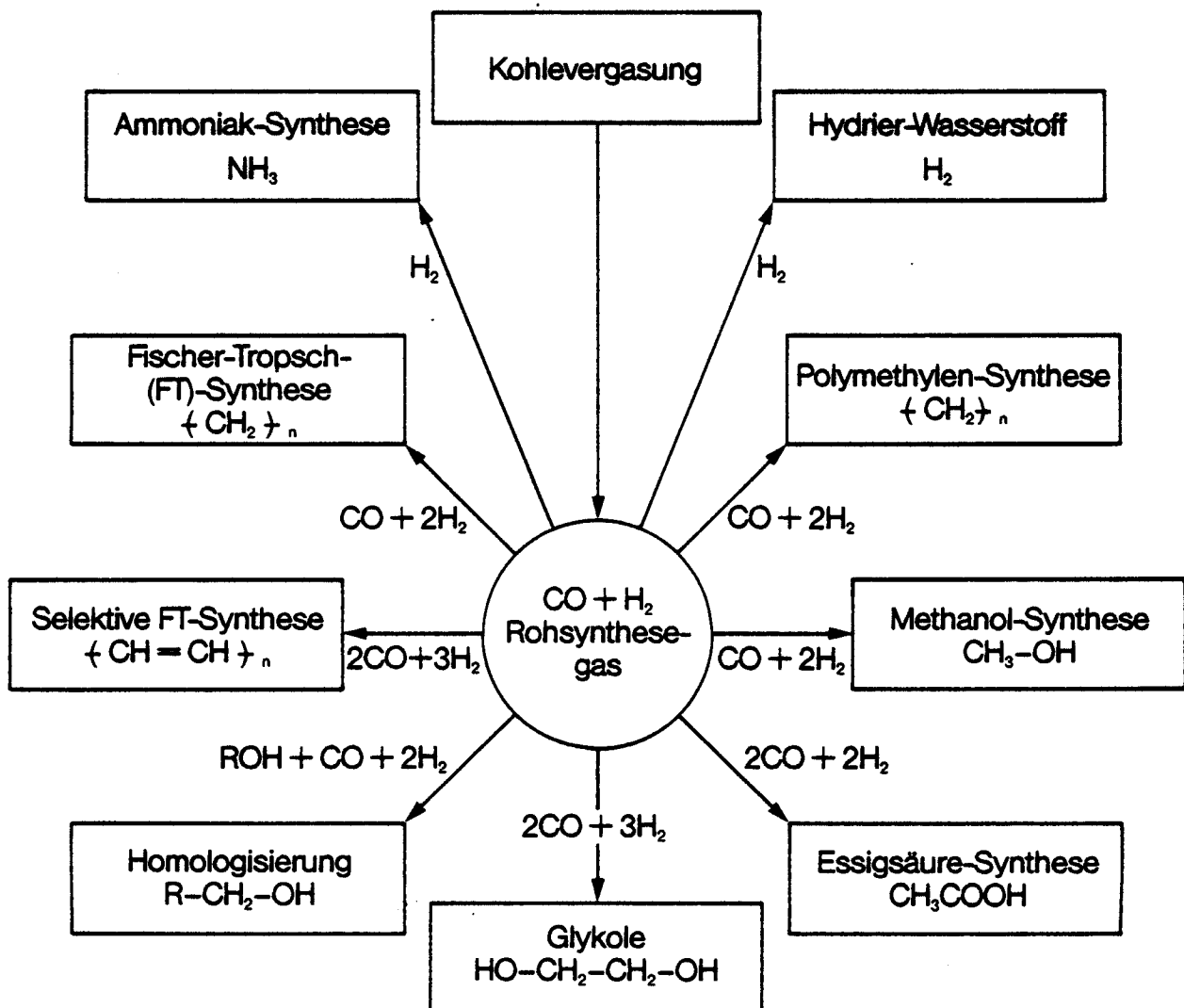


Bild 1 Verwendungsmöglichkeiten von  $\text{CO} + \text{H}_2$ -haltigem Gas

Für die Kohlevergasung gibt es großtechnisch bewährte Verfahren [1], die man nach dem Bewegungsablauf von Kohle, Gas und Vergasungsmittel und dem Zustand der Kohle innerhalb der Generatoren in die folgenden Gruppen einstufen kann:

- Gegenstromvergasung im bewegten Festbett
- Kreuzstromvergasung im Wirbelbett
- Gleichstromvergasung im Flugstrom

Die Verfahren unterscheiden sich außerdem durch

- die auftretenden Vergasungstemperaturen
- die Zusammensetzung der erzeugten Gase
- den Anfall von Nebenprodukten
- den Grad der Umweltbelastungen
- die Eignung für alle oder nur bestimmte feste Brennstoffe.

Von den vorerwähnten Verfahrensgruppen hat die Gleichstromvergasung im Flugstrom das höchste Einsatz- und Anwendungspotential. Dies gilt jedoch nur bei Anwendung mit der sogenannten trockenen Einspeisung.

Die Flugstromvergasung mit trockener Einspeisung ist geeignet für alle vorkommenden festen Brennstoffe. Bei der Vergasung fallen keine unerwünschten Nebenprodukte an. Es tritt nur eine minimale Umweltbelastung auf. Es wird ein technisch sauberes Gas erzeugt mit einem hohen Gehalt an Kohlenmonoxid und Wasserstoff.

Von den möglichen Anwendungsfällen der Kohle in der Synthesegas-Chemie, dargestellt auf Bild 1, wird die Herstellung von Ammoniak und Methanol betrachtet. Für die Vergasung der Kohle ist die Technologie der Flugstromvergasung mit trockener Einspeisung berücksichtigt.

## 2 Die Flugstromvergasung in der Synthesegas-Chemie

Das wesentliche Kennzeichen der Flugstromvergasung ist:

- Die Kohle wird feinkörnig in den Reaktor gegeben, wo sie in wenigen Sekunden bei hohen Temperaturen vergast und ein Gas erzeugt wird, das keine höheren Kohlenwasserstoffe und bei normalen Temperaturen kondensierbare Bestandteile enthält.

Einspeise-System		Trocken	Naß
Kohlenart		Steinkohle	
Unterer Heizwert	kJ/kg	30355	33500
Schwefel-Gehalt	%	1,35	0,8
Gas Analyse			
CO <sub>2</sub>	% Vol.	0,8	19,0
CO	% Vol.	65,1	46,0
H <sub>2</sub>	% Vol.	25,6	34,0
N <sub>2</sub> + Ar	% Vol.	8,03	0,6
CH <sub>4</sub>	% Vol.	-	0,1
H <sub>2</sub> S/COS	% Vol.	0,47	0,3
Kohlenstoffumsetzung	%	99,0	98,0
Vergasungswirkungsgrad	%	77,5	72,0
Thermischer Wirkungsgrad	%	94,5	90,0
Gas-Erzeugung	m <sup>3</sup> /kg	2,1	1,85

Tab. 1 Versuchsergebnisse von Demonstrationsanlagen für die Flugstromvergasung

- Die Flugstromvergasung kann durchgeführt werden mit
  - trockener Einspeisung = Kohlenstaub mit 1-2% Wasser bei Steinkohle
  - nasser Einspeisung = Kohle/Wasser-Suspension mit 40-50% Wasseranteil bei Steinkohle.

Kommerziell und großtechnisch wird heute die Flugstromvergasung bei nahezu atmosphärischem Druck durchgeführt nach dem Koppers-Totzek-Verfahren [2], wobei die trockene Kohleeinspeisung zur Anwendung kommt. In den Programmen zur Weiterentwicklung von Verfahren der Kohlevergasung werden auch Vorhaben bearbeitet mit dem Ziel, die Flugstromvergasung bei erhöhtem Druck (30 bar) sowohl mit trockener als auch mit nasser Einspeisung durchzuführen.

Die bei diesen Vorhaben errichteten Demonstrationsanlagen haben in der Zwischenzeit den Versuchsbetrieb aufgenommen. Die ersten vorliegenden Versuchsergebnisse [3,4] zeigen, daß die Flugstromdruckvergasung mit trockener Einspeisung bessere Betriebsergebnisse aufweist als die mit nasser Kohleeinspeisung, wie Tabelle 1 zeigt.

Das Bild 2 zeigt vereinfacht dargestellt den Aufbau der verschiedenen Verfahren der Flugstromvergasung mit zugehörigen Kohlevorbereitungen. Die linke Darstellung zeigt die Flugstromvergasung bei atmosphärischem Druck, in der Mitte wird die Flugstromdruckvergasung mit trockener Einspeisung gezeigt, und die rechte Darstellung zeigt die Flugstromdruckvergasung mit nasser Einspeisung.

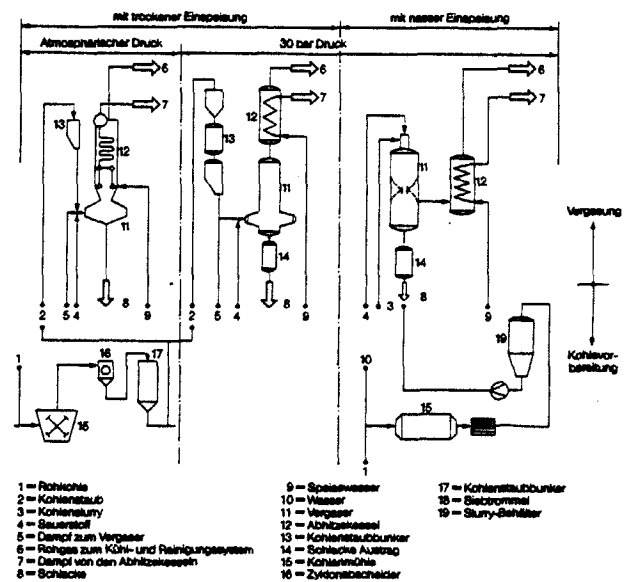


Bild 2 Flugstrom-Vergasung

Die Anlagensysteme für die Erzeugung von Ammoniak und Methanol aus Kohle haben in etwa den gleichen Aufbau. Das Schema, Bild 3, zeigt den Aufbau dieser Anlagensysteme.

Der Umwandlungsweg von der Kohle zu Ammoniak ist folgender:

In der Kohlevorbereitung [5] erfolgt eine Abtrocknung der Kohle auf 1% Endwassergehalt, wobei sie gleichzeitig auf eine Feinheit von etwa 90 µ gemahlen wird. Die Kohletrocknung geschieht mit Rauchgas, das durch Verbrennen von Restgas oder Kohle erzeugt wird. Der so gewonnene Kohlenstaub wird in der Kohlevergasung mit Sauerstoff und Wasserdampf vergast. Die bei der Vergasung frei wer-

dende Reaktionswärme wird in einer Abhitzekeßanlage zur Dampferzeugung genutzt. In einer nachgeschalteten Gaskühl- und Waschanlage erfolgt eine Abkühlung des Gases auf Umgebungstemperatur bei gleichzeitigem Entfernen von festem Rückstand. Das so erzeugte Gas wird auf etwa 55 bar verdichtet und in der Gasbehandlung zu Synthesegas weiterverarbeitet. Diese Weiterverarbeitung umfaßt das Auswaschen von gasförmigen Schwefelverbindungen aus dem Rohgas, Konvertieren des im Gas enthaltenen Kohlenmonoxids mit Wasserdampf zu Kohlendioxid und Wasserstoff, Auswaschen von Kohlendioxid aus dem Konvertgas und Feinreinigung des CO<sub>2</sub>-freien Gases von störenden und katalysatorschädigenden Bestandteilen, wie Methan, Argon und Kohlenmonoxid. Dem so aufbereiteten Gas wird nun der Synthesestickstoff in stöchiometrischer Menge zugemischt.

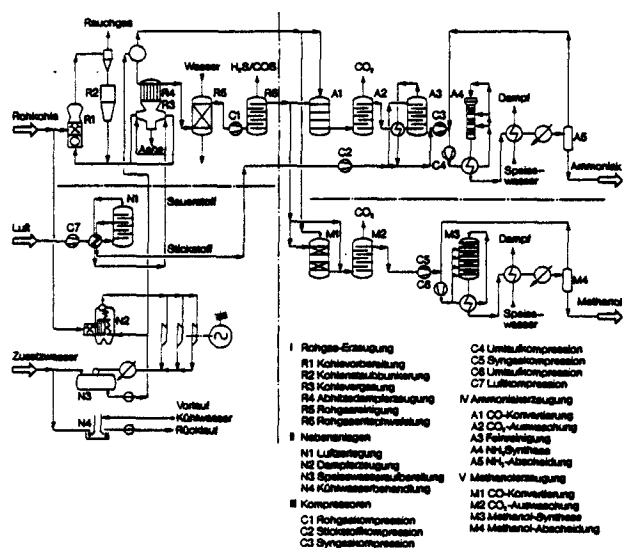


Bild 3 Fließschema-Erzeugung von Ammoniak/Methanol

Das Gemisch, 1 Teil Stickstoff und 3 Teile Wasserstoff, wird auf etwa 200 bar verdichtet und in der Ammoniaksynthese zu NH<sub>3</sub> umgeformt.

Für den Fall der Methanolerzeugung braucht nur ein Teil des entschwefelten Rohgases konvertiert werden. Außerdem kann die Feinreinigung entfallen, wie Bild 3 zeigt.

Die Versorgungs- und Nebenanlagen des Systems sind:

- Luftzerlegung zum Erzeugen von Vergasungssauerstoff und Synthesestickstoff
- Kühlwasserrückkühlung
- Speisewasseraufbereitung
- Energieerzeugung - Dampf und E-Energie
- Clausofenanlage zur Umformung der ausgewaschenen gasförmigen Schwefelverbindungen zu elementarem Schwefel
- Abwasserbehandlung
- Rückstandsbehandlung

Wenn anstelle der Koppers-Totzek-Vergasung eine Flugstromdruckvergasung installiert werden soll, kommen nachstehende Änderungen in Frage:

- Fortfall der Rohgaskompression
- Installation einer Sauerstoffkompression

Die Folge der einzelnen Verfahrensstufen bei der Verarbeitung von Kohle zu Ammoniak bzw. Methanol kann selbstverständlich auch anders gestaltet werden.

Zum Beispiel: Installation der CO-Konvertierung vor der Rohgasentschwefelung und gemeinsames Auswaschen der gasförmigen Schwefelbestandteile mit dem Kohlendioxid in einer Gaswäsche. Für diesen Fall muß die Regenerierung der Waschlösung jedoch so vorgenommen werden, daß die Schwefelverbindungen und das Kohlendioxid getrennt anfallen. Solche Änderungen in dem Gesamtsystem haben nur einen unbedeutenden Einfluß auf die Investitionen und Betriebszahlen.

### 3 Kostenrechnung und Vergleich der Wirtschaftlichkeit

Die Anlagensysteme der Kohle-Synthesegas-Chemie erfordern wesentlich höhere Investitionskosten als kapazitäts- und produktvergleichbare Anlagen für gasförmige und flüssige Rohstoffe. Für Ammoniak und Methanol sind die Vergleichszahlen für die Investitionskosten etwa wie folgt: Kohle/schweres Heizöl/Erdgas = 100/60/35.

Der Energiebedarf in GJ/t Produkt des Einsatzstoffes und externer Bedarf bei der Ammoniak- und Methanolerzeugung zeigt etwa nachstehendes Verhältnis: Kohle/schweres Heizöl/Erdgas = 100/80/70.

Die beiden vorstehenden Verhältnisreihen gelten bei Anwendung der Flugstromvergasung bei atmosphärischem Druck und mit trockener Kohleinspeisung. Bei Anwendung der Flugstromdruckvergasung kann man erwarten, daß sich beide Verhältnisreihen ändern. Über die Höhe der Änderungen lassen sich Voraussagen machen, die im späteren großtechnischen Betrieb (Ende der 80er Jahre) noch bestätigt werden müssen.

Die Kriterien für die Ermittlung der Gesteungskosten sind:

- Indirekte, wie
  - a) Investitionskosten und
  - b) Gesamtenergieverbräuche
- Direkte, wie
  - a) Investitionsabhängige Kosten, enthaltend
    - Verzinsung,
    - Amortisation,
    - Versicherungen und
  - Kosten für Reparatur und Unterhaltung
  - b) Personalkosten,
  - c) Verwaltungskosten,
  - d) Verzinsung des Umlaufkapitals,
  - e) Kosten für die Kohle, sowohl für chemische Umwandlung als auch für die Energieerzeugung,
  - f) Kosten für Chemikalien, Katalysatoren und Hilfsstoffe und
  - g) erreichte Produktion in Prozent der jährlichen Auslegungskapazität

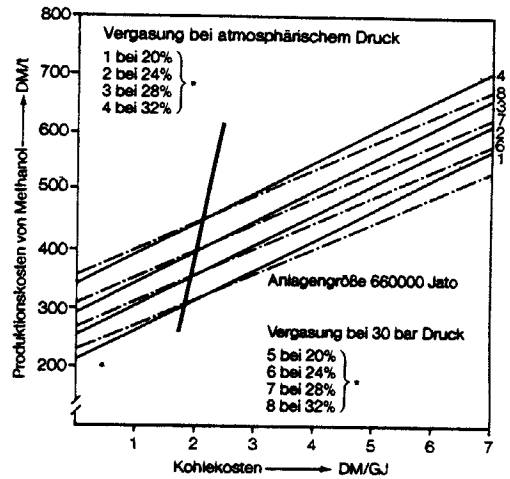
Von den direkten Kriterien sind die unter a) bis d) aufgeführten Kosten als fest zu betrachten. Sie betragen in ihrer Summe je nach Berechnungsansatz zwischen 20% bis 37% der Investitionskosten. Die Kosten e) und f) sind produktionsbezogen und variabel.

Einen nicht unwesentlichen Einfluß auf die Gesteungskosten hat das Verhältnis von jährlicher effektiver Produktion zur jährlichen Auslegungskapazität.

Produkt	Anlagengröße	t/Jahr	Ammoniak			Methanol		
			500000			660000		
Vergasungsverfahren			1	2	3	1	2	3
Kohleverbrauch für:								
- Vergasung	G J/t		37,5	35,0	41,0	38,0	35,4	41,5
- Energieerzeugung	G J/t		14,0	10,0	10,0	14,0	10,0	10,0
Gesamt	G J/t		51,5	45,0	51,0	52,0	45,4	51,5
Frischwasser	m <sup>3</sup> /t		10,0	5,0	8,0	10,0	5,0	8,0
Kosten für Katalysatoren und Chemikalien	DM/t		1,5	1,4	1,4	1,5	1,4	1,4
Personalbedarf Mann/d			160	160	160	160	160	160
Investitionen für:								
- Rohgaserzeugung	Mio DM		200	240	250	240	280	290
- Gasbehandlung und Synthesen	Mio DM		170	170	170	190	190	190
- Nebenanlagen	Mio DM		230	220	210	270	260	250
Gesamt	Mio DM		600	630	630	700	730	730

1. Vergasung bei atmosphärischem Druck mit trockener Einspeisung
2. Vergasung bei 30 bar Druck mit trockener Einspeisung
3. Vergasung bei 30 bar Druck mit nasser Einspeisung

Tab. 2 Betriebszahlen und Investitionen von Anlagensystemen

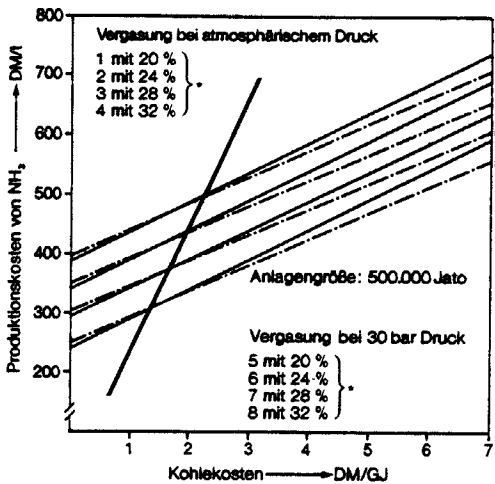


\* Jährlicher Festkostenanteil bezogen auf die Investitionen

Bild 5 Produktionskosten von Methanol aus Steinkohle

Tabelle 2 zeigt eine Gegenüberstellung der Investitionskosten, Verbräuche an Rohstoff, Energien, sonstige Hilfsstoffe und Personalbedarf für komplette Anlagensysteme zum Erzeugen von Ammoniak und Methanol. Die gemachten Angaben beziehen sich auf Anlagensysteme gemäß Bild 3. Der externe Energiebedarf ist angegeben in GJ/t Produkt, wobei als kalorische Energie-Äquivalente eingesetzt ist:

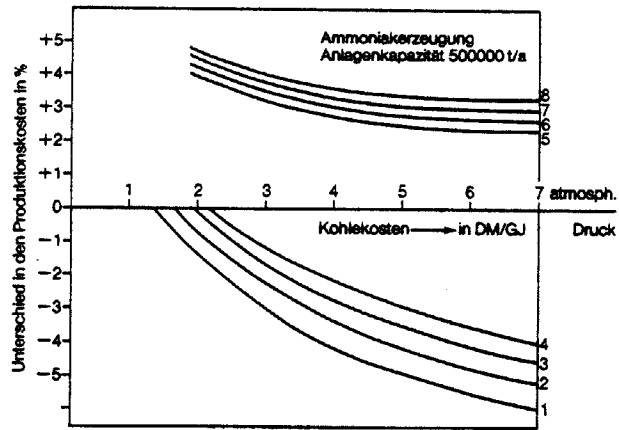
- Bruttobedarf für 1 kWh E-Energie = 9800 kJ/Kohleenergie
- Bruttobedarf für 1 kg Hochdruckdampf = 2900 kJ/Kohleenergie



\* Jährlicher Festkostenanteil bezogen auf die Investitionen

Bild 4 Produktionskosten von NH<sub>3</sub> aus Steinkohle

Die errechneten Gesteungskosten von Ammoniak zeigt Bild 4 und die von Methanol Bild 5. Für beide Fälle sind die Kosten gegeben in Abhängigkeit der Kohle-Energiepreise und für verschiedene investitionsbezogene Festkostenanteile in Prozenten. Die stark ausgezogenen Linien sind als Konkurrenzschwelle zu betrachten zwischen der Anwen-

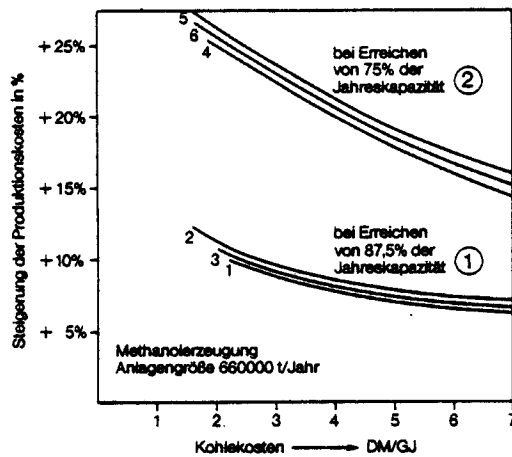


jährlicher Festkostenanteil bezogen auf die Investitionskosten

Bild 6 Differenzen in den Produktionskosten. Vergasung bei 30 bar Druck bezogen zur Vergasung bei atmosphärischem Druck

derung der Flugstromvergasung bei atmosphärischem Druck und 30 bar. In beiden Fällen wird die Kohle trocken eingespeist. Bild 6 zeigt die prozentualen Abweichungen der Gesteungskosten von Ammoniak bei der Flugstromdruckvergasung bei 30 bar gegenüber der atmosphärischen Flugstromvergasung. Die Abweichungen sind angegeben sowohl für die trockene als auch nasse Einspeisung. Auf diesem Bild sind die Kosten bei Anwendung der atmosphärischen Vergasung für alle Fälle mit 100% angenommen. Ferner gelten die angegebenen Kosten bei Erreichen von 100% der jährlichen Auslegungskapazität. Auf Bild 7 ist der prozentuale Kostenanstieg dargestellt für die Fälle, daß nur 75% und 87,5% der jährlichen Auslegungskapazität erreicht wird, bei einem investitionsbezogenen jährlichen Festkostenanteil von 26% der Investitionskosten und für verschiedene Kohlepreise in DM/GJ. Diese Darstellung gilt für die Methanolerzeugung.

Zur Ermittlung der Mindestenergiepreisverhältnisse von Kohle zu anderen Brennstoffen bei der Ammoniakherzeugung - um zu gleichen Gesteungskosten Ammoniak herzustellen - wurden Vergleichsrechnungen durchgeführt.



1. Vergasung bei atmosphärischem Druck mit trockener Einspeisung
2. Vergasung bei 30 bar Druck mit trockener Einspeisung
3. Vergasung bei 30 bar Druck mit nasser Einspeisung
4. Vergasung bei atmosphärischem Druck mit trockener Einspeisung
5. Vergasung bei 30 bar Druck mit trockener Einspeisung
6. Vergasung bei 30 bar Druck mit nasser Einspeisung

Bild 7 Steigerung der Produktionskosten bei Nichterreichen der Jahreskapazität

Rohstoff		Erdgas	Naphtha	Heizöl S	Kohle
Investitionen	Mio DM	280	300	400	600
Rohstoff für chemische Umwandlung u. Energieerzeugung	GJ/t	36	38	41,2	51,5
Zusatzwasser	m <sup>3</sup> /t	5	5	7,0	10
Kosten für Chemikalien und Katalysatoren	DM/t	2	2,5	1,4	1,5
Personalbedarf	Mann/Tag	90	90	120	160

Tab. 3 Betriebszahlen und Investitionen für Anlagensysteme zum Erzeugen von 1500 t/Tag Ammoniak

Die Ergebnisse der Vergleichsrechnungen unter Berücksichtigung der Werte von Tabelle 3 sind in Form von Kurven (Konkurrenzschnellen) in Bild 8 dargestellt. Das Bild zeigt z. B., daß bei einem Kohlepreis von 4,— DM/GJ (entsprechend 100,— DM/t) die Preise von schwerem Heizöl bei 315,— DM/t, von Naphtha bei 420,— DM/t und von Erdgas bei 380,— DM/m<sub>n</sub> liegen müssen, um Preisgleichheit bei den Gesteungskosten zu bekommen.

#### 4 Schlußbetrachtungen

- Die bei atmosphärischem Druck arbeitende Flugstromvergasung mit trockener Einspeisung hat sich seit ihrer Markteinführung vor etwa 30 Jahren großtechnisch und

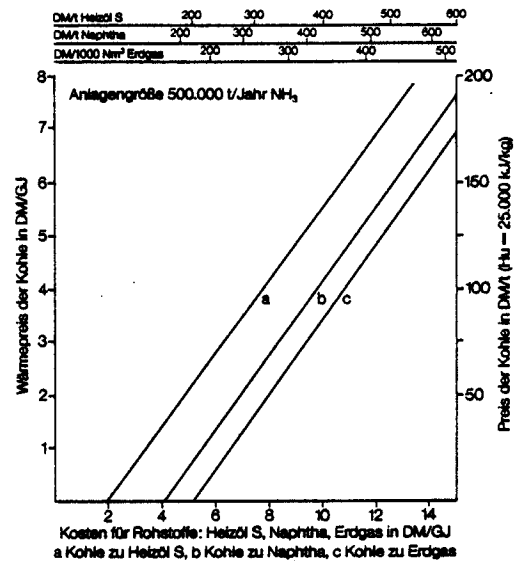


Bild 8 PI Preisrelation von Rohstoffen

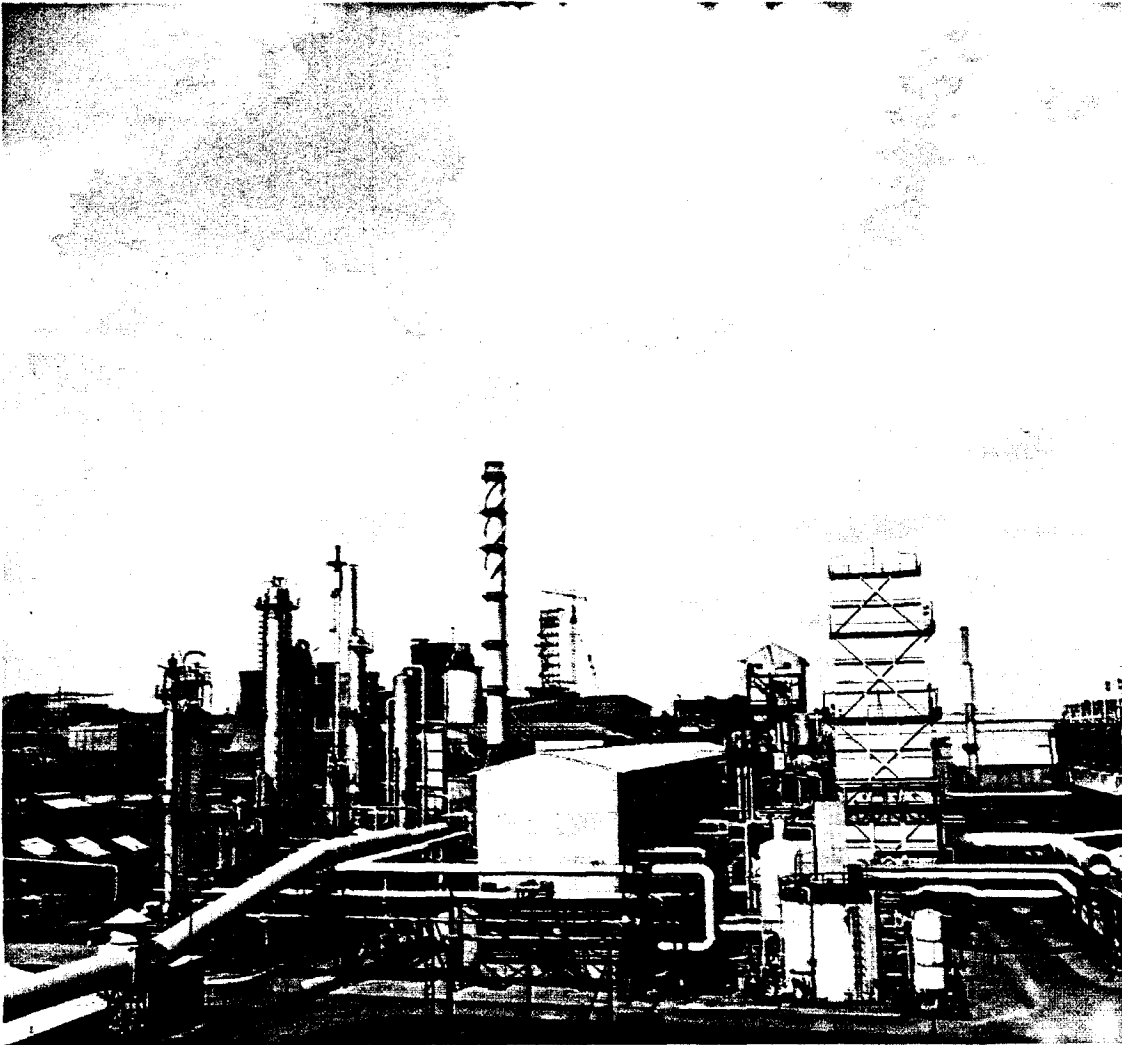
kommerziell bewährt. Sie ist geeignet für alle vorkommenden festen Brennstoffe und zeigt eine hohe Wirtschaftlichkeit bei der Erzeugung von Chemievorprodukten. Die Weiterentwicklung dieses Verfahrens zu einer Flugstromdruckvergasung bringt, wie gezeigt, wirtschaftliche Vorteile, insbesondere bei Kohlen mit höheren Energiepreisen (Steinkohle).

- Die Flugstromdruckvergasung mit nasser Einspeisung wird, wie die Darstellungen zeigen und nach den bisher vorliegenden Versuchsergebnissen, keine bessere Wirtschaftlichkeit zeigen als die zur Zeit betriebene Flugstromvergasung bei atmosphärischem Druck und mit trockener Einspeisung.
- Die Verfügbarkeit und Betriebssicherheit der Anlagensysteme hat einen größeren Einfluß auf die Gesteungskosten der Produkte als zum Beispiel der Kohlepreis.
- Bei den heute weltweit hohen Energiepreisen kann die Kohle bereits mit anderen Rohstoffen der Synthesegas-Chemie konkurrieren.

#### Literatur

- [1] Hermann Staeger: The Gasification of Coal, Energy-Developments, June 1980
- [2] Hermann Staeger: Thermische Kohleveredelung durch die Flugstromvergasung nach Koppers-Totzek, Chemie für Labor und Betrieb, 31. Jahrgang, Heft 2/1981
- [3] E. Vogt, M. J. von der Burgs: Current Status of the Shell-Koppers Coal Gasification Process, 72nd AICHE Annual Meeting, San Francisco, Cal., 29th November 1979
- [4] Boy Cornils, Josef Hibbel, Josef Langhoff, Peter Ruprecht: Stand der Texaco-Kohle-Vergasung in der Ruhrchemie/Ruhrkohle-Variante, Chemie-Ingenieur-Technik, 52, 1980, Nr. 1
- [5] Hermann Staeger: Bewertung und Aufbereitung von Kohlen für die Flugstromvergasung mit trockener Einspeisung, Chemie-Technik, Heft 4, 1981

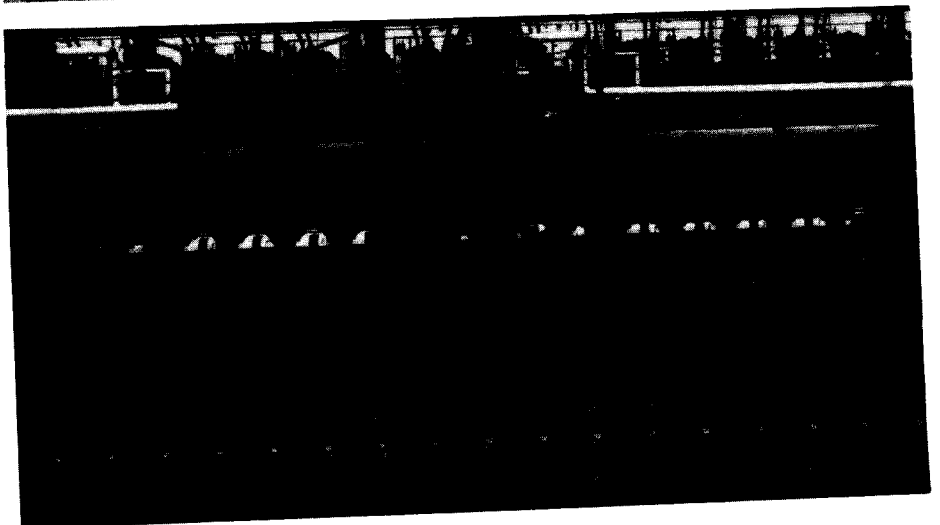
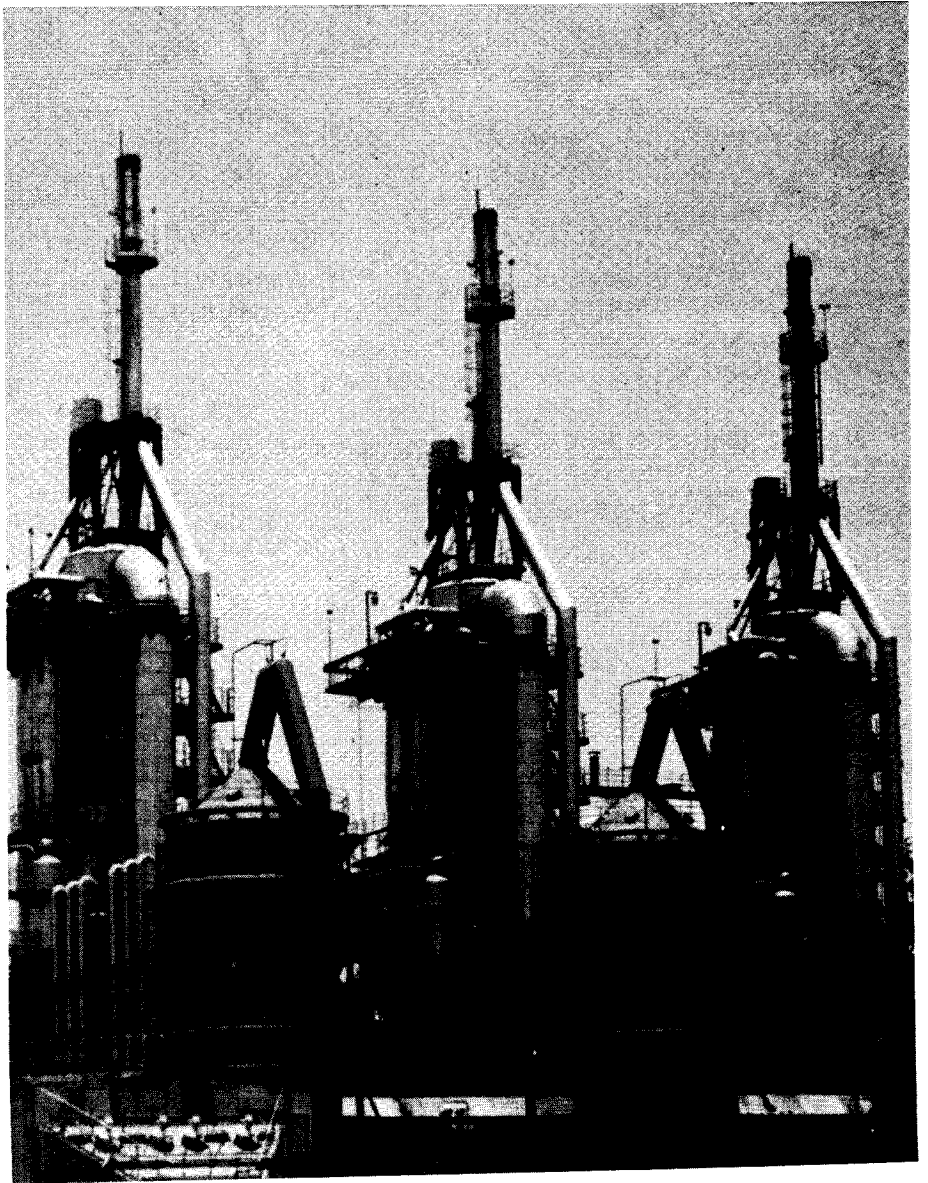
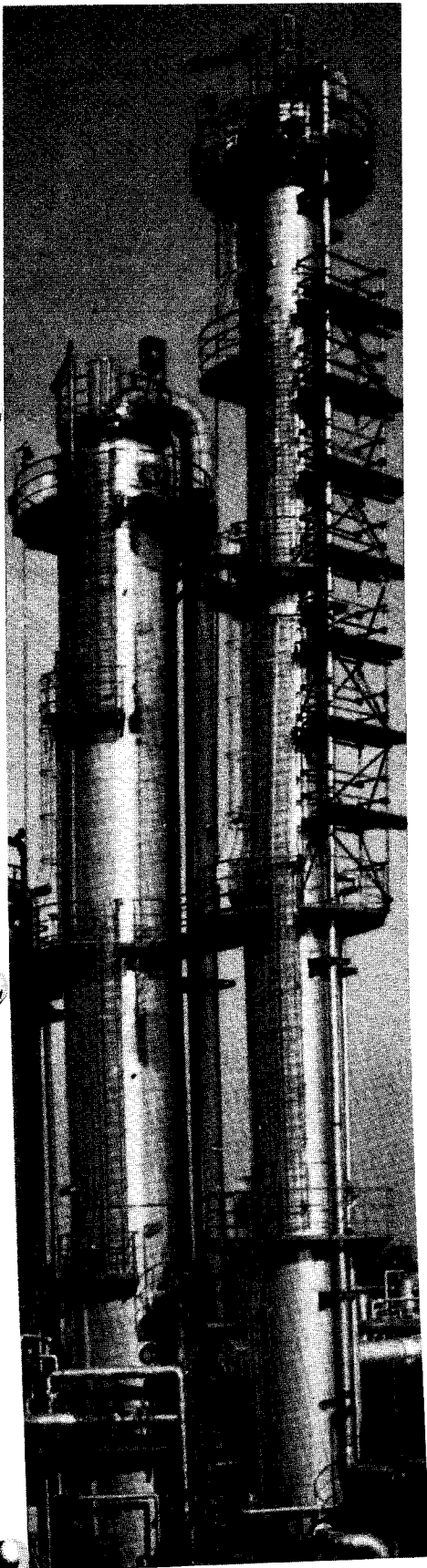




Anlage zur Aufbereitung von Rohgas aus der Kohlevergasung zu Synthesegas für die Ammoniak- und Methanolsynthese

Leistung: Gasbehandlung	2 550 000 m <sup>3</sup> Rohgas
Ammoniaksynthese	1 000 t/d NH <sub>3</sub>
Methanolsynthese	70 t/d CH <sub>3</sub> OH

 **KRUPP KOPPERS** 



# Indice

	Página
La empresa	1
Los campos de actividades	2
Coque y mineral	4
Carbón y gas	10
Refinerías y petroquímica	16
Química inorgánica y protección ambiental	24
Procesos y know-how	26
Los servicios	27
El método de trabajo	28
Organización	30
En todo el mundo	33

## Página 1

### La empresa

Krupp Koppers es una de las primeras empresas de ingeniería del mundo dedicada a la construcción de grandes plantas industriales en los sectores de coquerías, siderurgia, gasificación de carbón, elaboración del petróleo, petroquímica y química inorgánica.

La empresa Krupp Koppers, con una tradición de más de 80 años, tiene su residencia en Essen, la metrópolis de la Cuenca del Ruhr. En la Casa central y en las filiales nacionales y extranjeras están prestando sus servicios más de 1200 personas.

Para la ejecución de grandes proyectos, un elemento esencial característico de la responsabilidad y fiabilidad de una empresa de ingeniería es, no solamente la competencia técnica, sino también la solidez económica, especialmente en el caso de asumir la responsabilidad general actuando como contratista principal. De esta forma el potencial del Grupo Krupp es también el basamento de Krupp Koppers.

① Oficinas de Krupp Koppers en Moltkestrasse

② En este edificio situado en Limbecker Platz se encuentran otros departamentos de Krupp Koppers

## Página 2

### Los campos de actividades

#### Coque y mineral

#### Carbón y gas

## Página 3

#### Refinerías y petroquímica

#### Química inorgánica y protección ambiental

## Página 4

#### Coque y mineral

## Refinerías

Desulfuración y deshidratación de crudo

Destilación de crudo

Destilación en vacío

Estabilización de gasolina

Secado de productos líquidos del petróleo

Desulfuración hidrogenante de gasolinas, aceites ligeros, medios y pesados

Reforming catalítico

Isomerización

Alquilación

Producción de coque de petróleo

Calcinación de coque de petróleo

Cracking catalítico y térmico

Visbreaking

Hidrocracking

Hidrogenación de aceite pesado

Desasfaltado

Fraccionamiento de gas de refinería licuado (LPG)

Desulfuración de gas de refinería licuado (LPG)

Extracción de mercaptanos de productos líquidos del petróleo

Desulfuración de gas de refinería por absorción

Otención de azufre (proceso Claus)

Destilación y soplado de betún

Estaciones de mezcla automáticas (Blending)

Patios de tanques, equipos de carga, plantas auxiliares y secundarias (Off-Sites)

Instalaciones de depuración y secado de gas natural con recuperación de naftas ligeras, gas licuado (LPG), dióxido de carbono y azufre

### Complejos industriales

## Plantas para la industria petroquímica y química

### Plantas para

Obtención de aromáticos por vía de reforming

laboración de gasolina de pirólisis

Hidrogenación de gasolina de pirólisis

Hidro-refinación de benzol

Fraccionamiento destilativo de aromáticos o fracciones de gasolinas con contenidos de aromáticos

Obtención de aromáticos BTX de elevada pureza partiendo de mezclas de hidrocarburos, por vía de extracción o destilación extractiva según los procesos de Krupp Koppers MORPHYLEX o MORPHYLANE

Desaromatización de mezclas de hidrocarburos

Obtención de p-xilol por cristalización o adsorción

Isomerización

Dealquilación

Transalquilación/desproporcionamiento

Superfraccionamiento

### Plantas de producción u obtención de

Anhidrido ftálico

Anhidrido maleico

Plastificantes a base de anhidrido ftálico dimetiltereftalato (DMT)

Acido tereftalático (TPA)

Metanol

Isopropanol de propileno

Acetaldehído de etanol

Isoforona y derivados

Oxo-alcoholes

Etilbenzol

Estirol de etilbenzol

Cumol de benzol y propileno

Fenol

Formaldehído de metanol

Ciclohexano de benzol

Butadieno

Isopreno

Caucho sintético

Hollín

Metil-terciario-butiléter (MTBE)

Disolventes

Productos primarios e intermedios para detergentes sintéticos

Patios de tanques, instalaciones de carga, instalaciones auxiliares y secundarias (Off-Sites)

### Complejos industriales

① Planta de obtención de benzol puro (proceso Morphylane®)

② Planta de fabricación de benzol por hidrodealquilación de gasolina de pirólisis

③ Sala de control de una planta de hidrodealquilación

④ Planta de obtención de benzol y toluol partiendo de gasolina de pirólisis (proceso Morphylane®)

⑤ Sistema automático digital para el control y la regulación de una planta de aromáticos

⑥ Planta de destilación de crudo, desulfuración y estabilización de gasolina

① Planta de reformado con regeneración continua de catalizador

② Planta de producción de dimetiltereftalatos (DMT)

③ Planta de producción de dimetiltereftalatos (DMT)

## Química inorgánica y protección ambiental

### Plantas de obtención de

ácido sulfúrico y cemento, partiendo de yeso (proceso OSW/KRUPP)

Instalaciones y equipos de protección ambiental en los campos de actividades de Krupp Koppers

①② Planta de obtención de ácido sulfúrico y cemento, partiendo de yeso (proceso OSW/KRUPP)

## Procesos y know-how

Krupp Koppers dispone de numerosos desarrollos, patentes y procesos propios.

Continuamente se están desarrollando, probando y perfeccionando nuevos procesos hasta llegar a la madurez comercial.

Además, la empresa puede recurrir a un potencial de procesos de todos los tipos de licenciatarios de fama mundial. Esta gama diversificada de procesos ya acreditados técnica y económicamente está orientada a las necesidades del mercado.

El know-how resultante de las experiencias conseguidas durante décadas en la construcción de grandes plantas industriales es la base para encontrar soluciones a los problemas con miras a los requisitos que en el futuro se impondrán en la construcción de grandes plantas industriales.

## Los servicios

La gama de servicios comprende complejos planteamientos económicos, técnicos y organizativos exigidos por la construcción de plantas industriales.

Krupp Koppers presta, como contratista de ingeniería, unos servicios muy amplios. Entre ellos se encuentran especialmente:

- Estudios de inversión y de rentabilidad, comparación de procesos
- Tramitación de procesos o cesión de licencias
- Planificación de procesos, desarrollo y optimización de procesos
- Ingeniería básica y de detalle
- Adquisición de equipos
- Montaje y puesta en operación
- Asesoramiento técnico

Krupp Koppers ofrece cada uno de sus servicios separada e individualmente, y también de forma relacionada entre sí, como paquete.

Krupp Koppers también asesora a los inversionistas en cuestiones de financiamiento de proyectos, pudiendo recurrir también a las relaciones y a las experiencias que posee el Grupo Krupp en todo en el mundo.

La empresa desarrolla y experimenta - juntamente con el cliente procesos nuevos, empezando desde la concepción del proceso, los ensayos de laboratorio a escala, pasando por plantas piloto, hasta su aprovechamiento comercial.

En institutos técnicos, laboratorios y en plantas de pruebas se solucionan los problemas de la tecnología de los procesos. Para cometidos y problemas de carácter especial presta su colaboración el Instituto de Investigación de Fried. Krupp GmbH.

① Planta piloto para la gasificación de carbon a presión.

## El método de trabajo

El plan reticular Standard es la base de toda programación de fechas del proyecto; la documentación Standard sirve para determinar la agrupación, el contenido y el alcance de la documentación del proyecto. La administración del proyecto garantiza por medio de normas específicas del proyecto la observancia de la programación prevista. Este sistema ofrece las condiciones necesarias para la erección económicamente óptima de plantas de producción.

Para la ejecución racional y segura de toda la ingeniería se recurre al empleo de programas de cálculo desarrollados por Krupp Koppers para cometidos determinados. Los programas se elabo-

ran en un centro de cálculo propio y en uno de los centros de cálculo mayores de Europa que es propiedad de Fried. Krupp GmbH.

En el administrador del proyecto de Krupp Koppers encontrará el inversionista a la persona responsable que garantizará la calidad de la ejecución observando el presupuesto y los plazos.

Para el análisis de cada problema parcial Krupp Koppers dispone de especialistas en todos los sectores técnicos. En los sectores que les incumben, los mismos proponen soluciones individuales coordinadas y elaboran en equipos interdisciplinarios la solución óptima global.

En la adquisición y el suministro de equipos, Krupp Koppers es independiente de los intereses de los fabricantes, incluso de los intereses del Grupo Krupp. El acceso a los mercados extranjeros ayuda a Krupp Koppers a acomodarse a las preferencias de adquisición de equipos y a la situación de financiamiento y monetaria de los inversionistas.

Los ingenieros de montaje y de puesta en operación de Krupp Koppers, competentes de las ejecución, han alcanzado un elevado nivel profesional por los servicios prestados internacionalmente para solucionar los problemas de los proyectos específicos del lugar.

## Plantas de coquización

### Plantas para manejo de carbón

Equipos para la carga y descarga de carbón  
 Instalaciones de carboneo, lechos de homogeneización con máquinas apiladoras y reclamadoras  
 Instalaciones de trituración, molienda y cribado, preparación selectiva  
 Tolvas de clases y sistemas dosificadores para la mezcla de carbonos  
 Instalaciones para el transporte de carbón

### Instalaciones especiales para el tratamiento previo del carbón

Precalentamiento de carbón con transporte de carbón caliente:  
 Sistema COALTEK,  
 ENCOAL con ENTRANS  
 (Proceso Krupp Koppers)  
 PRECARBON (proceso en licencia)  
 Briquetage parcial del carbon de carga según el proceso SUMICOAL

### Plantas de hornos de coquización

Hornos compound de calefacción por cabeza (gun-tipe)  
 Hornos compound con calefacción inferior (underjets)  
 Hornos con calefacción por cabeza de gas rico  
 Hornos con calefacción inferior de gas rico  
 Carros de carga de carbón  
 Máquinas deshornadoras  
 Carros guía coque  
 Carros de apagado de coque  
 Máquinas para la limpieza de las puertas y marcos de los hornos  
 Equipos para la limpieza de los tubos ascendentes y de los orificios de carga  
 Equipos para contener la emisión  
 Sistemas y equipos para la automatización de las operaciones en los hornos de coquización  
 Hornos de coquización de brea  
 Hornos de coquización a escala semi-industrial

### Instalaciones para el manejo del coque

Torres de apagado de coque  
 Rampas de coque  
 ENCOKE, proceso para enfriamiento de coque en seco  
 Equipos de secado de coque  
 Instalaciones de trituración y cribado de coque  
 Equipos de mezcla de coque  
 Equipos de transporte de coque  
 Parques de coque con máquinas apiladoras y reclamadoras  
 Equipos para la carga de coque

## Instalaciones para la industria siderúrgica

### Estufas de alta temperatura

para temperaturas reguladas del viento caliente de hasta 1350 °C con temperaturas de cúpula de hasta 1600 °C  
 con mando automático y regulación de la demanda térmica

### Plantas de sinterización

para materias primas de grano fino, especialmente mineral de hierro y cenizas volátiles  
 Equipos de mezcla, molienda y transporte  
 Máquinas de sinterización con banda  
 Equipos para el enfriamiento, la trituración y el cribado del sinter  
 Equipos para la depuración de los gases  
 Equipos para la captación de polvo

① Horno alto con estufas, tipo Krupp Koppers

② Planta de sinterización de mineral de hierro

③ Estufas de alta temperatura, tipo Krupp Koppers

④ Hornos de coquización de gran volumen

⑤ Enfriador de sinter

⑥ Máquina deshornadora

⑦ Máquina deshornadora

## Carbón y gas

① Planta de gasificación Koppers-Totzek con 3 gasificadores de 4 cabezas para la producción de gas de síntesis bruto partiendo de carbón

② Planta de tratamiento de gas bruto de la gasificación de carbón para obtener gas de síntesis para la síntesis del amoníaco y del metanol

③ Planta para el tratamiento de gas de síntesis bruto obtenido de carbón, para producir gas de síntesis puro

④ Planta de gasificación de carbón Koppers-Totzek con 4 gasificadores de 2 cabezas



## Plantas de tratamiento de gas de coquería

Enfriamiento directo e indirecto del gas

Desalquitrinado electrostático del gas

Desulfuración del gas por medio de

Depuración húmeda,  
Proceso de circuito de NH<sub>3</sub>, Koppers,  
Proceso Koppers Perox,  
Proceso con potasa, Koppers,  
Proceso Stretford,  
Depuración en seco

Eliminación del amoníaco por

Lavado con agua,  
Lavado con soluciones fosfatadas según el proceso  
US-Steel-Phosam, en saturador semidirecto

Desbenzolado por

Lavado con aceite de antraceno,  
Lavado con aceite de lavado,  
Lavado con nafta solvente según el sistema de lavado  
en frío de benzol Koppers

Desnaftalinado por medio de

Lavado con aceite de antraceno  
Lavado con fuel-oil o aceite de lavado

Compresión del gas con

Turbocompresores,  
Compresores helicoidales,  
Compresores de émbolo

Eliminación del nitrógeno por

Oxidación,  
Lavado con soluciones acuosas

Secado del gas por medio de

Lavado con salmueras,  
Enfriamiento a baja temperatura

## Instalaciones de recuperación de subproductos

### Alquitrán

Deshidratación del alquitrán bruto

Destilación del alquitrán bruto

Aceite ligero,  
Aceite fenicado,  
Aceite de naftaleno,  
Aceite de lavado,  
Aceite de antraceno,  
Brea

Obtención de fenoles, naftalina, antraceno, brea  
aglutinante para electrodos de la fracciones del  
alquitrán

### Azufre

Obtención de azufre según el proceso Claus

Oxidación de SH<sub>2</sub> para obtener ácido sulfúrico

### Amoníaco

Producción de sulfato amónico según el proceso  
semidirecto e indirecto

Obtención de amoníaco puro según el proceso  
US-Steel-Phosam

Combustión de amoníaco según el proceso Koppers

### Benzol bruto

Obtención de benzol bruto de elevado porcentaje con  
regeneración del aceite de antraceno o aceite de  
lavado

Obtención directa de benzol bruto con el sistema de  
lavado en frío de benzol Koppers

Hidrorefinación según el proceso BASF-VEBA

Destilación y extracción, destilación extractiva de  
refinado a presión de benzol para obtener aromáticos  
puros los procesos Krupp Koppers-MORPHYLEX® o  
MORPHYLANE®.

## Plantas para la producción de gas

Plantas para la producción de

gas de síntesis para la química,  
Hidrógeno,  
Monóxido de carbono,  
Gas reductor para la metalurgia,  
Gas combustible

partiendo de combustibles sólidos

por gasificación con oxígeno y vapor de agua según  
el proceso KOPPERS-TOTZEK  
(proceso Krupp Koppers)

por gasificación con oxígeno y vapor de agua bajo  
presión según el proceso PRENFLO  
(proceso Krupp Koppers)

por gasificación de coke y carbón magro con aire u  
oxígeno y vapor de agua en generador de parrilla  
giratoria

de combustibles líquidos pesados

por gasificación con oxígeno y vapor de agua según el  
proceso KOPPERS-TOTZEK  
(Krupp Koppers)

por gasificación con oxígeno y vapor de agua bajo  
presión según el proceso Shell

de hidrocarburos líquidos ligeros y gaseosos, así como  
gas de coquería por vía de

reforming catalítico con vapor,  
oxidación parcial,  
cracking térmico

## Plantas para el tratamiento de gas de síntesis bruto u otros gases

Desempolvado por

Lavado húmedo,  
Electrofiltros,  
Filtros mecánicos,  
Ciclones

Compresión de gas con

Turbo-compresores,  
Compresores helicoidales,  
Compresores de émbolo

Desulfuración del gas por

Lavado con potasa Koppers,  
Lavado Shell-Sulfinol,  
Lavado Shell-Adip,  
Lavado con potasa caliente Benfield,  
Lavado con aminas,  
Lavado Rectisol, tipo Krupp Koppers,  
Lavado Allied-Chemical-Sesexol,  
Lavado Alkazid-BASF

Eliminación de CO por

Conversión del monóxido de carbono con catalizadores  
de alta y/o baja temperatura

Eliminación de CO<sub>2</sub> por

Lavado con potasa caliente Benfield,  
Lavado con aminas,  
Lavado Rectisol, sistema Krupp Koppers,  
Lavado Allied-Chemical-Selexol

Depuración fina de gases

**Plantas completas para la producción de**  
amoníaco y metanol partiendo de carbón

**Plantas completas para la producción de**  
gas sustituto del gas natural (SNG) por conversión  
catalítica de mezclas de gas ricas en CO + H<sub>2</sub> para  
obtener metano

## Refinerías y petroquímica

# La organización

## Gerencia

<p><b>Departamento de procesos Coque y mineral</b></p>	<p><b>Departamento de procesos carbón y gas</b></p>	<p><b>Departamento de Ingeniería 1</b></p>	<p><b>Departamento de refinerías y petroquímica</b></p>	<p><b>División de procesos Química inorgánica y protección ambiental</b></p>	<p><b>Departamento de Ingeniería 2</b></p>
<p>Diseño de proceso, Ingeniería básica, Adquisición técnica para: Plantas de coquización e instalaciones de tratamiento de carbón y coque. Estufas, Plantas de sinterización.</p>	<p>Diseño de proceso, Ingeniería básica, Adquisición técnica para: Plantas de gasificación de combustibles sólidos y líquidos, Plantas de tratamiento de gas y para la obtención de productos intermedios y finales, Instalaciones de tratamiento de gas de coquería y recuperación de subproductos.</p>	<p>Ingeniería detallada con secciones para: Aparatos, máquinas, equipos auxiliares, Electrotécnica, medida y regulación, Construcción de tuberías, Construcciones de ingeniería civil, Construcción refractaria, Hornos de coquización, Maquinaria pesada.</p>	<p>Diseño de proceso, Ingeniería básica, Adquisición técnica para: Refinerías, Plantas para productos petroquímicos intermedios y finales, Instalaciones de aromáticos, Instalaciones de elaboración de alquitrán.</p>	<p>Diseño de procesos, Ingeniería básica, Adquisición técnica para: Plantas de fertilizantes, Fábricas de yeso y de ácido sulfúrico.</p>	<p>Ingeniería de detalle con secciones para: Aparatos, máquinas, Equipos auxiliares, Electrotécnica, medida y regulación, Construcción de tuberías, Construcción de modelos.</p>
<p><b>Montaje</b></p>	<p><b>Tecnología de operación (puesta en operación)</b></p>	<p><b>Investigación y desarrollo</b></p>	<p><b>Asuntos técnicos generales</b></p>	<p><b>Administración de proyectos</b></p>	<p><b>Ventas</b></p>
<p>Administración de obras, Planificación de montajes, Ejecución de montajes, Ejecución de obra refractaria (obra nueva y reparación).</p>	<p>Planificación de la técnica de operación, Dirección, supervisión y ejecución de la puesta en operación, Asesoramiento y entrenamiento del personal de operación.</p>	<p>Desarrollo y optimización de procesos, Estudios técnicos de reacciones y de procesos químicos, con las secciones: Laboratorio/Instituto técnico, Patentes, Biblioteca.</p>	<p>Desarrollo de las bases de cálculo técnicas y programas de procesamiento de datos, Desarrollo de normas y métodos para la racionalización del trabajo, Pereccionamiento técnico con las secciones: Bases técnicas, Organización del trabajo/normas, Procesamiento de datos, Seguridad.</p>	<p>Coordinación y dirección de la administración de proyectos con secciones: Administración de proyectos, Administración comercial de los contratos.</p>	<p>Estudio de mercados, Marketing, Adquisición, Contratación de suministros y prestaciones, Publicidad.</p>
<p><b>Departamento jurídico, Contratos</b></p>	<p><b>Compras</b></p>	<p><b>Contaduría</b></p>	<p><b>Finanzas</b></p>	<p><b>Personal</b></p>	
<p>Licencias y colaboración, Asesoramiento jurídico, Asuntos jurídicos, Coordinación de las actividades de las sociedades filiales, Asuntos comerciales, Organización del trabajo.</p>	<p>Adquisición de equipos, materiales y servicios.</p>	<p>Contabilidad financiera, Cálculo de costos, Impuestos, Planificación de balances y resultados.</p>	<p>Planificación y disposición financiera, Financiamiento de pedidos.</p>	<p>Asuntos de personal y sociales, Servicios internos.</p>	

## En todo el mundo

Krupp Koppers ha construido plantas industriales en todos los continentes, en países de sistemas económicos diferentes, y bajo las más variadas condiciones económicas, obteniendo así la mejor calificación en la coordinación de proyectos y en la dirección de consorcios.

A través de sus filiales autónomas en Francia, España, Japón y USA y una densa red de representantes, Krupp Koppers GmbH puede desarrollar sus actividades en todo el mundo, asegurando a los clientes un estrecho contacto con la Casa Central en Essen.

Las sociedades filiales extranjeras actúan como empresas de ingeniería en los campos de actividades de la Casa Central.

 **KRUPP KOPPERS** 

**Construcción de plantas  
para el mundo de mañana**

Krupp Koppers GmbH  
Postfach 10 22 51, D-4300 Essen 1, ☎ (02 01) 22 08-1, Telex: 08 57 817  
✉ kruppkoppers

Koppers France S.A.  
Bureau d'Etudes  
19, Rue des Maraîchers  
F-57602 Forbach/Moselle  
☎ (8) 785 21 73

Telex: koppers forba 860 378 f

Koppers Española S.A.  
Plaza Manuel Gómez Moreno, s/n  
Edificio Bronce - 6ª Planta  
E-Madrid-20  
☎ 4 56 12 58

Telex: 44 305 kibm e

Nippon Koppers  
Yugen Kaisha  
Central POB 1019  
J-Tokyo

☎ 582-3615/8

Telex: j-24 605

Krupp Wilputte Corporation  
152 Floral Avenue  
Murray Hill, New Jersey 07974

☎ 201-464-5900

Telex: 13-8847

Koppers France S.A.  
30, Boulevard Bellerive  
F-92504 Rueil Malmaison



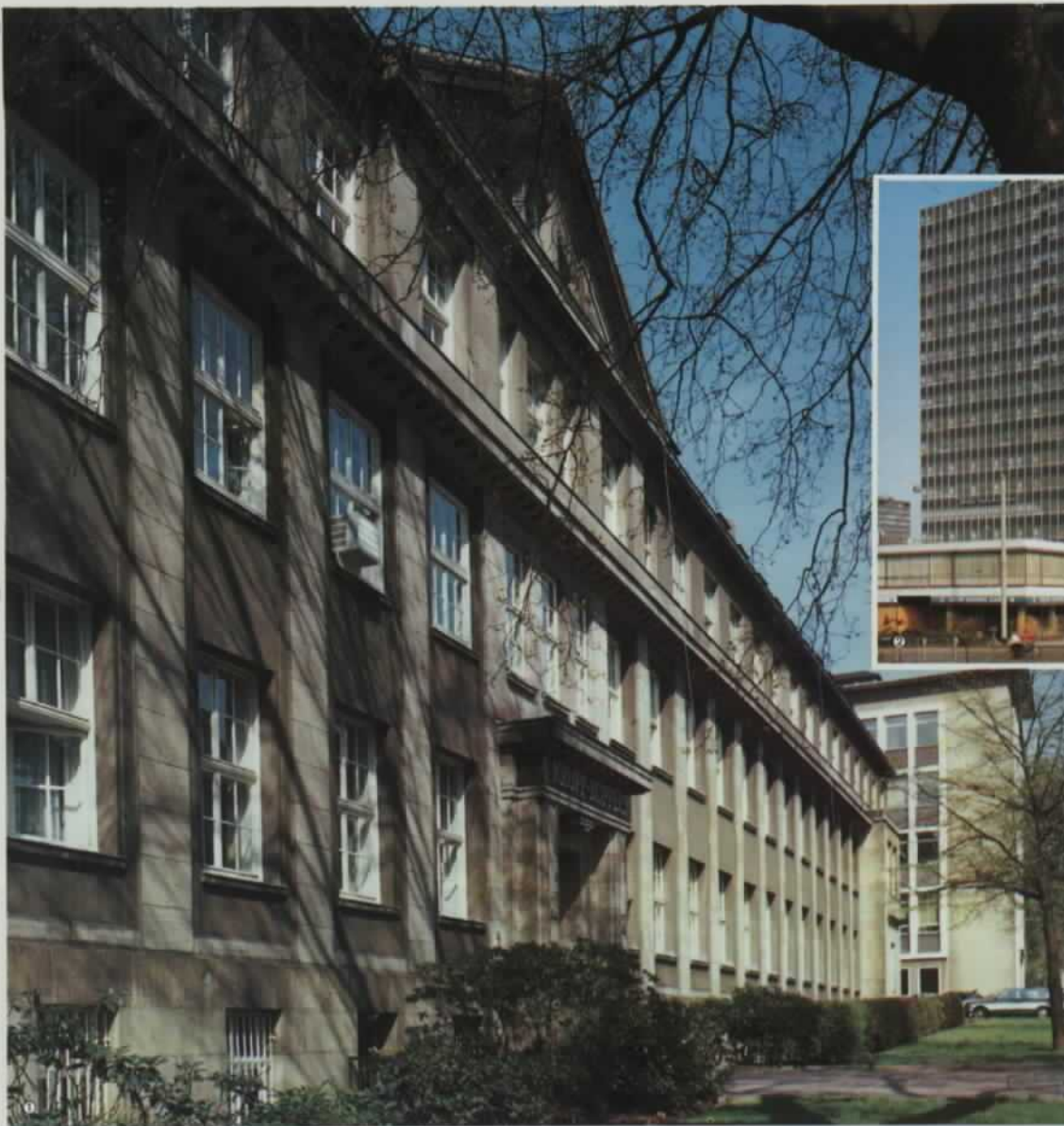
 KRUPP KOPPERS 



<b>Das Unternehmen</b> The company · L'entreprise	1
<b>Die Arbeitsgebiete</b> Fields of activity · Les domaines d'activités	2
<b>Koks und Erz</b> Coke and Ore · Coke et Minerai	4
<b>Kohle und Gas</b> Coal and Gas · Charbon et Gaz	10
<b>Raffinerien und Petrochemie</b> Refineries and Petrochemical Plants · Raffineries et Pétrochimie	16
<b>Anorganische Chemie und Umweltschutz</b> Chemicals and Environmental Protection · Chimie minérale et Protection de l'Environnement	24
<b>Verfahren und Know-how</b> Processes and Know-how · Les Procédés et le know-how	26
<b>Die Dienstleistungen</b> Services · Les Services	27
<b>Die Arbeitsweise</b> Working methods · Les méthodes de travail	28
<b>Organisation</b> Organization · Organisation	30
<b>In aller Welt</b> Throughout the World · Krupp Koppers travaille dans le monde entier	33



① Krupp Koppers  
Bürohäuser an der  
Moltkestraße  
① Krupp Koppers offices in  
Moltkestraße  
① Bureaux de  
Krupp Koppers  
Moltkestraße



② Im Hochhaus am  
Limbecker Platz sind  
weitere Büros von  
Krupp Koppers  
② High-rise block at  
Limbecker Platz, housing  
other Krupp Koppers  
departments  
② Immeuble à la  
Limbecker Platz abritant  
des bureaux de  
Krupp Koppers

Krupp Koppers ist eines der weltweit führenden Ingenieurunternehmen im Großanlagenbau auf den Gebieten Kokerei- und Hüttentechnik, Kohlevergasung, Erdölverarbeitung, petrochemische und chemische Industrie.

Das Ingenieurunternehmen mit mehr als 80jähriger Tradition hat seinen Firmensitz in Essen, der Metropole des Ruhrgebiets. Dort und in den in- und ausländischen Tochtergesellschaften arbeiten mehr als 1.200 Mitarbeiter.

Neben der technischen Kompetenz ist der finanzielle Rückhalt gerade bei der Durchführung großer Projekte wesentliches Element der Verantwortungsfähigkeit und Zuverlässigkeit eines Ingenieurunternehmens – besonders dann, wenn als Main Contractor die Gesamtverantwortung übernommen wird. Hier ist das Potential des Krupp-Konzerns das Fundament von Krupp Koppers.

Krupp Koppers is one of the leading engineering companies active worldwide in the construction of large-scale plants for the coke production and metallurgical industries, coal gasification, mineral oil processing, and for the petrochemical and chemical industries.

The head office of the company, which can look back on a tradition of more than 80 years, is located in Essen, the metropolis of the Ruhr district. The company employs here and in its foreign subsidiaries a staff of more than 1,200.

In addition to technical competence, financial backing is a vital element in the responsibility and reliability of a company executing large-scale projects – especially when the company assumes overall responsibility as main contractor. In this respect, the potential of the Krupp group is Krupp Koppers firm foundation.

La société Krupp Koppers figure parmi les entreprises d'ingénierie les plus importantes dans le monde. Elle s'occupe de la construction de grandes installations relevant des techniques cokière et métallurgique, de la gazéification du charbon, du raffinage du pétrole, de l'industrie chimique et pétrochimique.

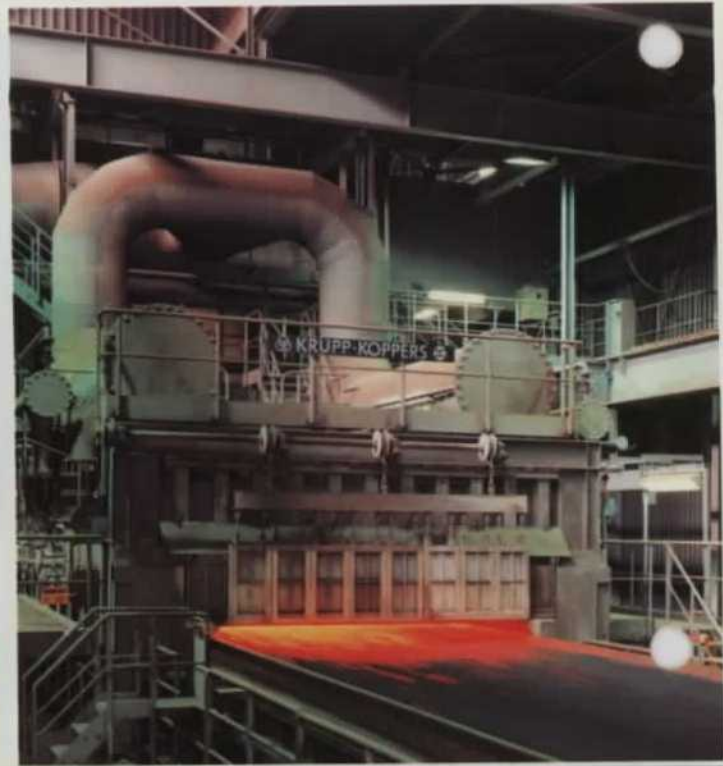
Depuis plus de 80 ans, la société a son siège à Essen, la métropole de la Ruhr, grande région industrielle. Elle emploie, en Allemagne comme à l'étranger (dans ses filiales) plus de 1.200 personnes.

Lorsqu'il s'agit de réaliser de grands projets, la compétence technique seule ne suffit pas. Encore faut-il aussi posséder l'assise financière indispensable pour créer un climat de confiance et de fiabilité. C'est d'autant plus important pour une entreprise qui doit, comme Krupp Koppers, assumer des responsabilités globales en tant qu'entrepreneur principal. Ici, le potentiel de la société Krupp sert de fondement à Krupp Koppers.



# Die Arbeitsgebiete

Fields of activity  
Les domaines d'activités



Koks und Erz  
Coke and Ore  
Coke et Minerai

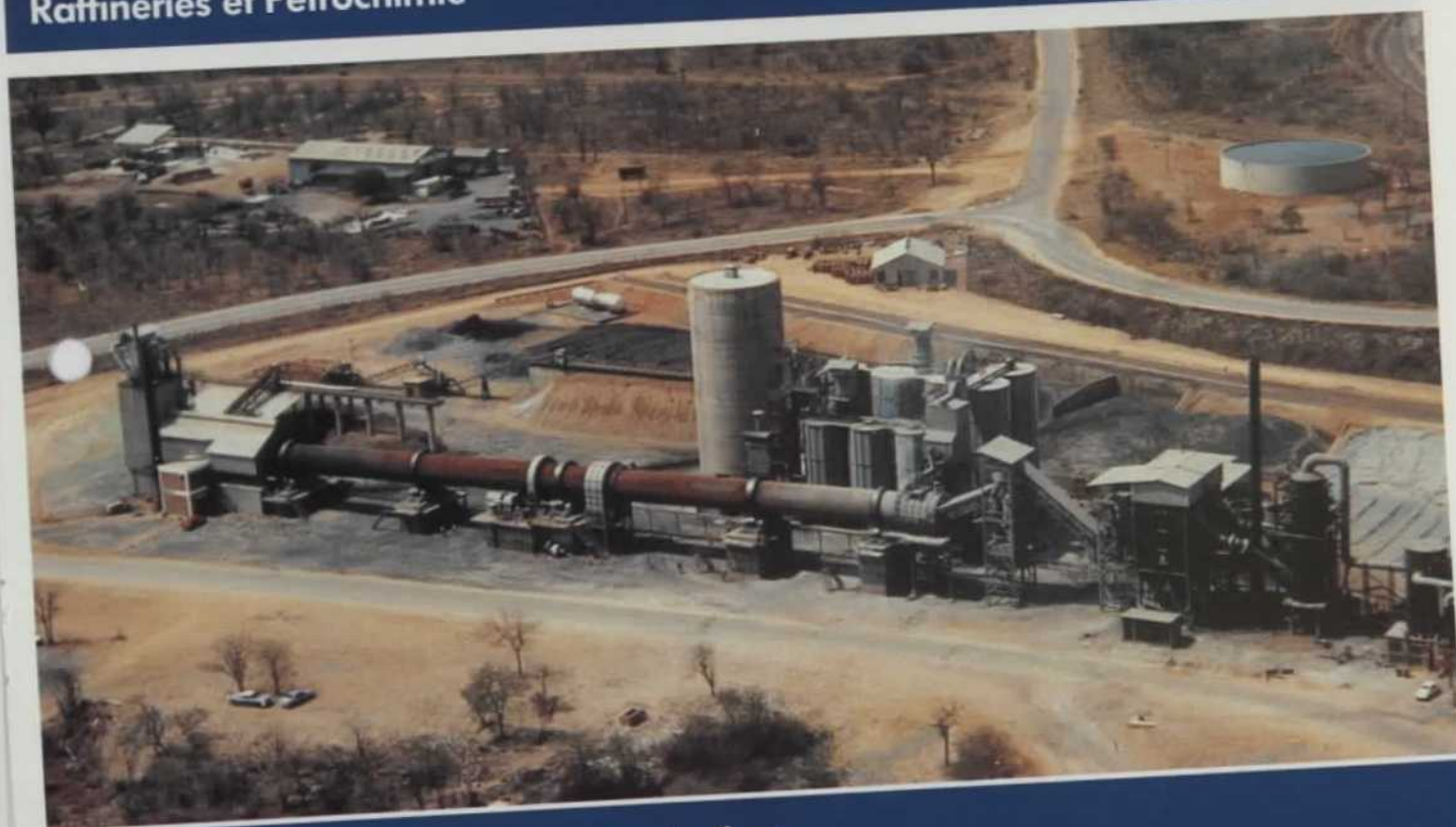


Kohle und Gas  
Coal and Gas  
Charbon et Gaz





Raffinerien und Petrochemie  
Refineries and Petrochemical Plants  
Raffineries et Pétrochimie



Anorganische Chemie und Umweltschutz  
Chemicals and Environmental Protection  
Chimie minérale et Protection de l'Environnement





4 **Koks und Erz** Coke and Ore  
Coke et Minerai

**Anlagen zur Kohlebehandlung**

Einrichtungen für das Ent- und Verladen von Kohle  
 Lagereinrichtungen für Kohlesorten, Mischbetten mit  
 Einstapel- und Rückladegeräten  
 Brech-, Mahl- und Siebanlagen, Selektivaufbereitung  
 Sortenbunker und Dosiereinrichtungen zur Kohle-  
 mischung  
 Anlagen und Einrichtungen zum Transport von Kohle

**Spezielle Anlagen für die Kohlevorbehandlung**

Kohlevorheizung mit Heißkohletransport:  
 System COALTEK,  
 ENCOAL mit ENTRANS  
 (Krupp Koppers-Verfahren)  
 PRECARBON (Lizenzverfahren)  
 Teilbrikettierung der Einsatzkohle nach dem  
 SUMICOAL-Verfahren

**Koksofenanlagen**

Kopfbeheizte Verbundöfen  
 Unterbrenner-Verbundöfen  
 Kopfbeheizte Starkgasöfen  
 Unterbrenner-Starkgasöfen  
 Kohlefüllwagen  
 Koksandrückmaschinen  
 Koks-kuchenführungswagen  
 Koks-löschwagen  
 Maschinen zum Reinigen von Ofentüren und Kammer-  
 rahmen  
 Einrichtungen zum Reinigen von Steigerohren und  
 Füllöchern  
 Einrichtungen zur Emissionsminimierung  
 Anlagen und Einrichtungen zur Automatisierung der  
 Bedienungsvorgänge an den Koksöfen  
 Pechverkoksungsöfen  
 Verkoksungsöfen im halbtechnischen Maßstab

**Anlagen zur Koksbehandlung**

Kokslöschtürme  
 Koksabwurftrampen  
 ENCOKE, Verfahren zur trockenen Koks-kühlung  
 Koks-trocknungseinrichtungen  
 Koks-brech- und Koks-siebanlagen  
 Koks-mischeinrichtungen  
 Koks-transporteinrichtungen  
 Lagereinrichtungen für Koks mit Einstapel- und  
 Rückladegeräten  
 Koks-verladeeinrichtungen

**Coal Preparation**

Equipment for loading and unloading of coal  
 Storage equipment for coal, blending beds with stocking  
 and reclaiming equipment  
 Plants for crushing and grinding, selective treatment  
 Grading bunkers and proportionating equipment for the  
 blending of coal  
 Plants and equipment for the handling of coal

**Special Plants for Coal Pre-treatment**

Coal pre-heating with heated-coal transportation,  
 COALTEK system,  
 ENCOAL with ENTRANS systems  
 (Krupp Koppers processes)  
 PRECARBON (process under license)  
 Partial briquetting of feed coal using the SUMICOAL  
 process

**Coke Ovens**

Gun-flew compound ovens  
 Underjet compound ovens  
 Gun-flew rich gas ovens  
 Underjet rich gas ovens  
 Coal charging cars  
 Coke pusher machines  
 Coke guide cars  
 Coke quenching cars  
 Machines for cleaning oven doors and door jambs  
 Equipment for cleaning ascension pipes and charging  
 holes  
 Equipment for minimizing emissions  
 Plants and equipment for the automation of coke oven  
 operations  
 Ovens for carbonization of coal tar pitch  
 Coke ovens on a semi-commercial scale

**Coke Preparation Units**

Coke quenching towers  
 Coke wharfs  
 ENCOKE, process for coke dry-quenching  
 Coke drying equipment  
 Coke crushing and screening plants  
 Coke blending equipment  
 Coke handling equipment  
 Storage equipment for coke with stocking and reclaiming  
 equipment  
 Coke loading equipment

**Installations de traitement du charbon**

Equipements pour le chargement et le déchargement de  
 charbons  
 Equipements de stockage de charbons classés,  
 aires de mélange avec engins  
 de stockage et de reprise  
 Installations de concassage et de broyage,  
 traitement sélectif  
 Trémies d'homogénéisation et équipements de dosage  
 pour le mélange des charbons  
 Installations et équipements de transport  
 de charbons

**Installations spéciales pour le traitement préliminaire du charbon**

Préchauffage du charbon avec manutention du charbon  
 à chaud, système COALTEK  
 ENCOAL avec ENTRANS (procédé Krupp Koppers)  
 PRECARBON (procédé sous licence)  
 Briquetage partiel du charbon enfourné  
 selon le procédé SUMICOAL

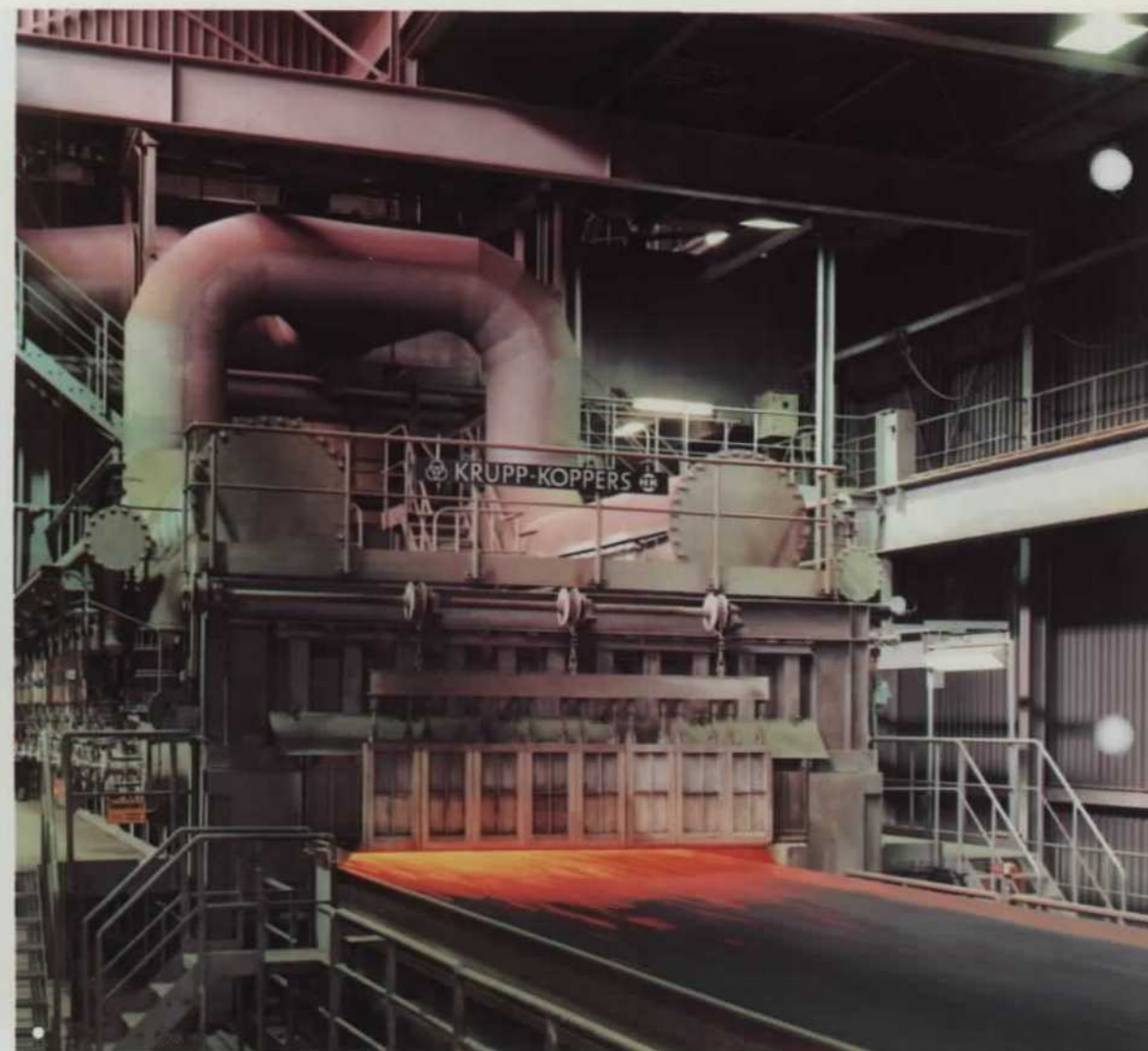
**Installations de fours à coke**

Fours compound à canons  
 Fours compound à underjet  
 Fours à gaz riche à canons  
 Fours à gaz riche à underjet  
 Enfourneuses  
 Défourneuses  
 Chariots guide-coke  
 Chariots d'extinction de coke  
 Machines de nettoyage des portes et  
 des cadres de battée  
 Equipements de nettoyage des colonnes montantes  
 et des trous d'enfournement  
 Equipements pour l'enfournement et le défournement  
 sans émission des fumées  
 Installations et équipements d'automatisation  
 des opérations de desserte des fours à coke  
 Fours de cokéfaction de brai  
 Fours de cokéfaction à l'échelle semi-industrielle

**Installations de traitement de coke**

Tours d'extinction  
 Rampes à coke  
 ENCOKE, procédé pour le refroidissement du coke  
 à sec  
 Installations de concassage et de criblage  
 Equipements de mélange de coke  
 Equipements de séchage de coke  
 Equipements de manutention de coke  
 Equipements de stockage de coke  
 avec engins de stockage et de reprise  
 Equipements pour le chargement de coke





① Hochofen mit Wind-  
erhitzern, Bauart  
Krupp Koppers  
① Blast furnace with  
hot blast stoves,  
Krupp Koppers type  
① Haut fourneau avec  
réchauffeurs de vent,  
système Krupp Koppers

② Eisenerz-Sinteranlage  
② Sinter plant for iron ore  
② Installation  
d'agglomération de  
minerais de fer

③ Hochtemperatur-Wind-  
erhitzer, Bauart  
Krupp Koppers  
③ High-temperature hot  
blast stoves,  
Krupp Koppers type  
③ Réchauffeurs de vent à  
haute température,  
système Krupp Koppers

④ Graubraum-  
Verkokungsöfen  
④ Large-capacity  
coke ovens  
④ Fours à coke de  
grande capacité

## Anlagen für die Hüttenindustrie

### Hochtemperatur-Winderhitzer

für geregelte Heißwindtemperaturen bis 1350 °C bei Kuppeltemperaturen bis 1600 °C mit automatischer Steuerung und Wärmebedarfsregelung

### Sinteranlagen

für feinkörnige Rohstoffe, insbesondere Eisenerz und Flugasche  
Misch-, Mahl- und Transporteinrichtungen  
Bandsintermaschinen  
Einrichtungen zum Kühlen, Brechen und Sieben des Sintergutes  
Einrichtungen zur Abgasreinigung  
Einrichtungen zur Raumentstaubung

## Plants for the Steel Industry

### High-temperature Hot Blast Stoves

for controlled blast temperatures up to 1350 °C with dome temperatures up to 1600 °C with automatic control and adjustment of heat requirement

### Sinter Plants

for fine-grained raw materials, in particular iron-ores and fly ash  
Mixing, grinding, and handling equipment  
Strand-type sinter machines  
Equipment for cooling, breaking and screening of sinter material  
Equipment for cleaning waste gases  
Dust collection equipment

## Installations pour la sidérurgie

### Réchauffeurs de vent à haute température

pour des températures de vent chaud réglées jusqu'à 1350 °C et des températures en coupole jusqu'à 1600 °C avec automatisation de l'exploitation et réglage de la consommation calorifique

### Installations d'agglomération

pour matériaux à grains fins, en particulier minerais de fer et cendres volantes  
Equipements de mélange, de broyage et de manutention  
Chaînes d'agglomération  
Equipements de refroidissement, de concassage et de criblage d'agglomérés  
Equipements d'épuration des fumées  
Equipements de dépoussiérage des locaux







①



②

① Sinterkühler  
① Sinter cooler  
① Unité de  
refroidissement  
d'agglomérés de minéral

① Koksandrückmaschine  
① Coke pusher machine  
① Défourneuse



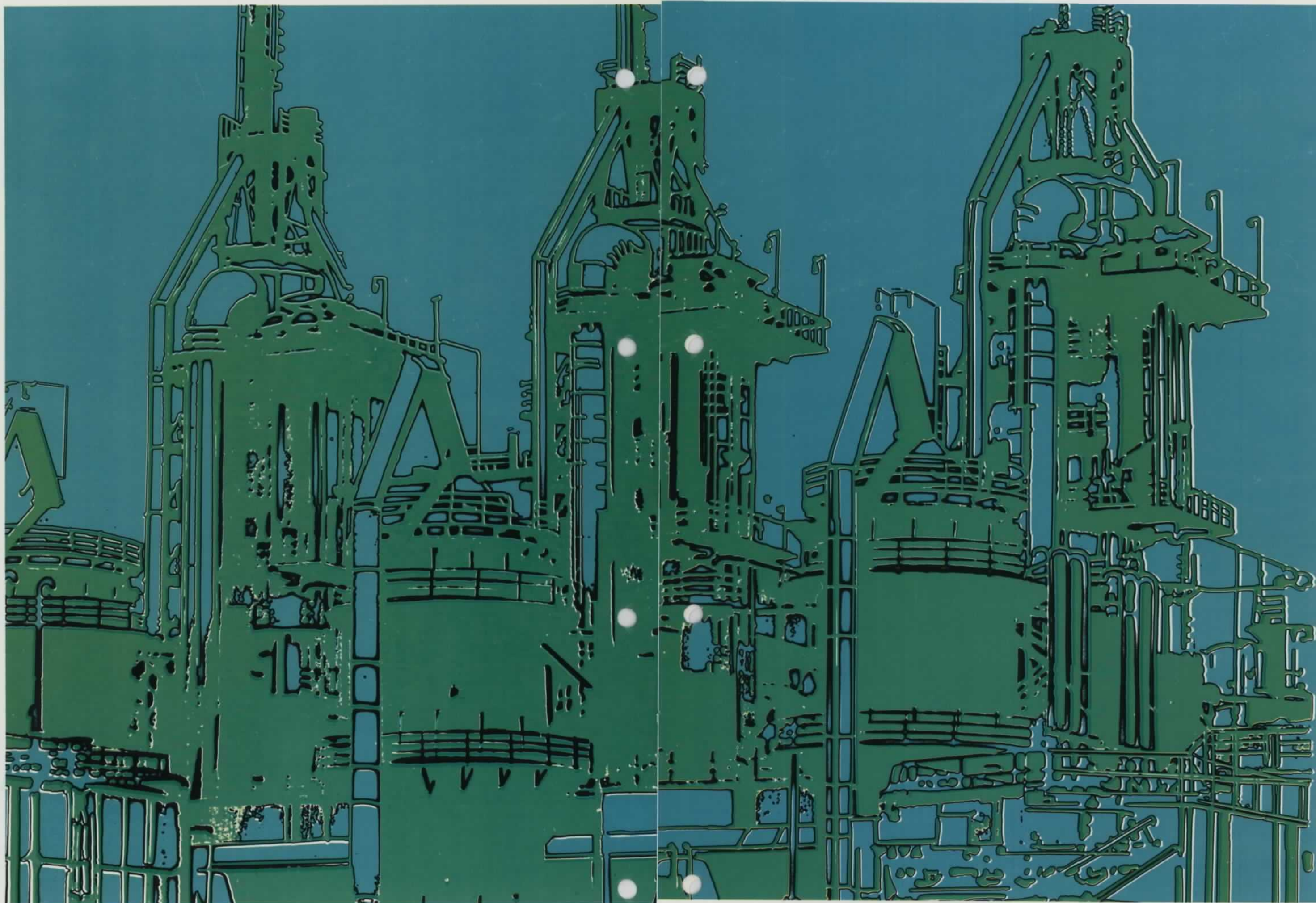
①

① Koksandrückmaschine  
① Coke pusher machine  
① Défourneuse



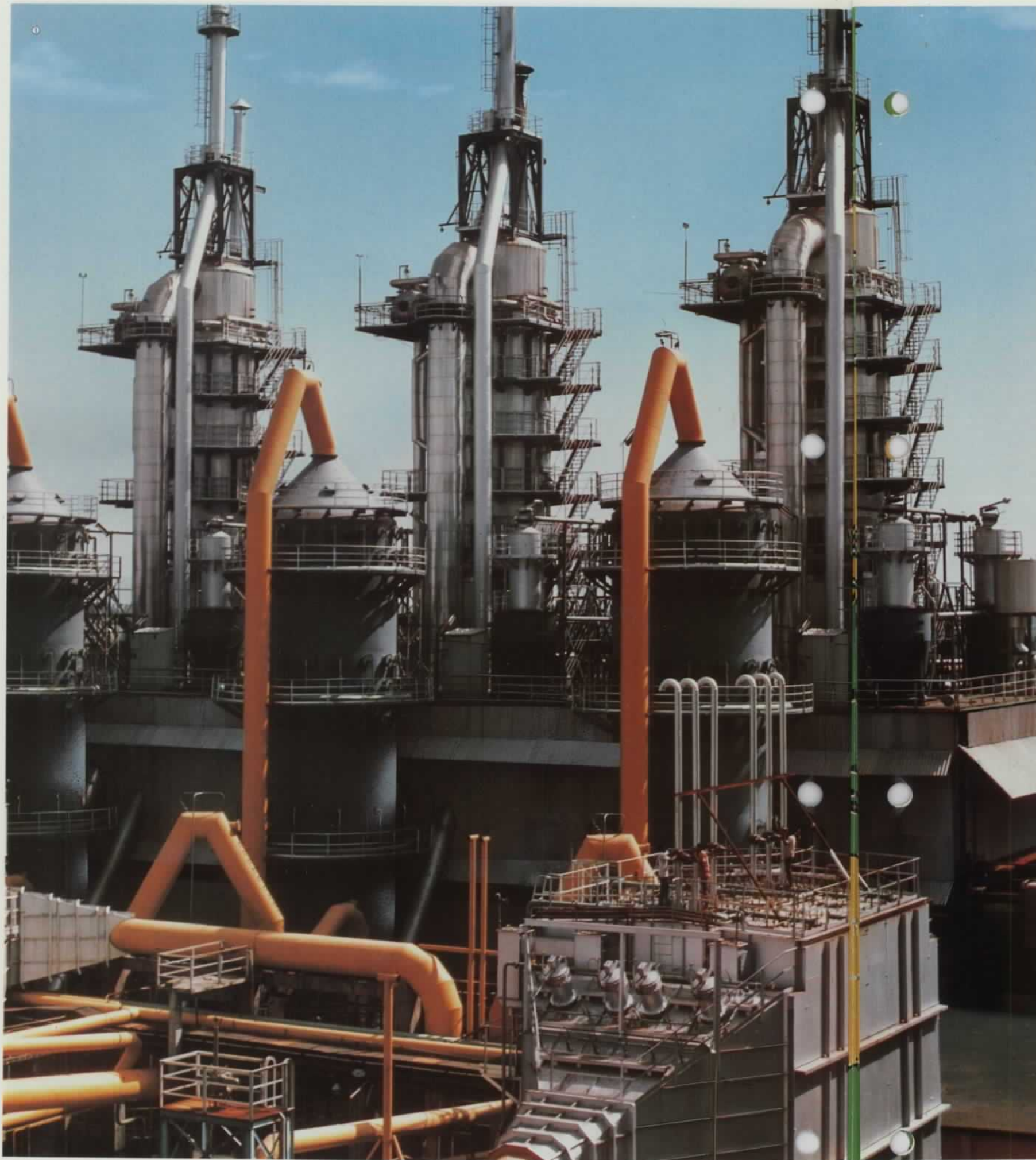
Kohlenmund Gas Cool und Gas





**Kohle und Gas** Coal and Gas  
Charbon et Gaz





① Koppers-Totzek Vergasungsanlage mit drei 4-Kopfvergäsern zum Erzeugen von Rohsynthesegas aus Kohle

① Koppers-Totzek gasification plant with three four-head gasifiers, for the production of raw synthesis gas from coal

① Installation de gazéification Koppers-Totzek comprenant 3 gazéifieurs à 4 têtes, pour la production de gaz brut de synthèse à partir du charbon



② Anlage zur Aufbereitung von Rohgas aus der Kohlevergasung zu Synthesegas für die Ammoniak- und Methanolsynthese

② Plant for the treatment of raw gas produced by coal gasification for ammonia and methanol syntheses

② Installation pour le conditionnement de gaz brut provenant de l'unité de gazéification de charbon pour l'obtention de gaz de synthèse destiné à la synthèse d'ammoniac et de méthanol



③ Anlage zur Aufbereitung von Rohsynthesegas aus Kohle zu Reinsynthesegas  
③ Plant for the processing of raw synthesis gas from coal to pure synthesis gas  
③ Installation pour le conditionnement de gaz brut de synthèse à partir du charbon pour l'obtention de gaz pur de synthèse

④ Koppers-Totzek-Kohle-Vergasungsanlage mit 4 2-Kopfvergäsern  
④ Koppers-Totzek coal gasification unit with four 2-head gasifiers  
④ Installation de gazéification de coke suivant le procédé Koppers-Totzek avec quatre gazéifieurs à deux têtes



## Anlagen zur Aufbereitung von Koksofengas

Direkte und indirekte Gaskühlung  
Elektrostatische Gasentteerung  
Gasentschwefelung durch  
Naßreinigung,  
Koppers-NH<sub>3</sub>-Kreislaufverfahren,  
Koppers-Perox-Verfahren,  
Koppers-Pottasche-Verfahren,  
Stretford-Verfahren,  
Trockenreinigung  
Entfernung des Ammoniaks durch  
Auswaschen mit Wasser,  
Auswaschen mit Phosphatlösungen nach dem  
US-Steel-Phosam-Verfahren,  
im halbdirekten Sättiger  
Entbenzolung durch  
Waschen mit Steinkohlenteeröl,  
Waschen mit Strawöl,  
Waschen mit Solventnaphtha in der Koppers-  
Benzolkaltwäsche  
Entnaphthalinung durch  
Waschen mit Steinkohlenteeröl,  
Waschen mit Heizöl oder Strawöl  
Gasverdichtung durch  
Turboverdichter,  
Schraubenverdichter,  
Kolbenverdichter  
Stickoxidentfernung durch  
Oxidation,  
Waschen mit wässrigen Lösungen  
Gaströckung durch  
Waschen mit Salzsäure,  
Tiefkühlung

## Plants for the Treatment of Coke Oven Gas

Direct and indirect gas cooling  
Electrostatic removal of tar from gas  
Gas desulfurization  
by wet scrubbing,  
using the Koppers NH<sub>3</sub> recycle process,  
using the Koppers Perox process,  
using the Koppers Potash process,  
using the Stretford process,  
by dry purification,  
Removal of ammonia  
by scrubbing with water,  
by scrubbing with phosphate solutions using the  
US-Steel-Phosam process,  
in semi-direct saturators  
Removal of benzole  
by scrubbing with anthracene oil,  
by scrubbing with Solvay or straw oil,  
by scrubbing with solvent naphtha in the Koppers  
benzole cold scrubber  
Removal of naphthalene  
by scrubbing with anthracene oil  
by scrubbing with fuel oil or straw oil  
Gas compression  
using turbo-compressors,  
using screw compressors,  
using piston compressors  
Nitric oxide removal  
by oxidation and scrubbing with aqueous solutions  
Gas drying  
by scrubbing with brines,  
by low-temperature cooling

## Installations de conditionnement de gaz de fours à coke

Réfrigération directe et indirecte  
Dégoudronnage électrostatique  
Désulfuration du gaz  
par épuration humide,  
suivant le procédé de recyclage de NH<sub>3</sub>, système  
Koppers,  
suivant le procédé Koppers-Perox,  
suivant le procédé Koppers à la potasse,  
suivant le procédé Stretforda,  
par épuration sèche  
Elimination de l'ammoniac  
par lavage à l'eau,  
par lavage aux solutions phosphatées  
suivant le procédé Phosam, système US-Steel,  
par saturation semi-directe  
Débenzolage  
par lavage à l'huile de goudron,  
par lavage à l'huile de lavage,  
par lavage au solvant de naphtha  
dans l'unité de débenzolage à froid,  
système Koppers  
Dénaphthalinage  
par lavage à l'huile de goudron,  
par lavage au fuel ou à l'huile de lavage,  
Compression du gaz  
par turbo-compresseurs,  
par compresseurs hélicoïdaux,  
par compresseurs à piston  
Elimination de l'oxyde d'azote  
par oxydation et  
par lavage aux solutions aqueuses  
Séchage du gaz  
par lavage aux saumures,  
par réfrigération à basse température.

## Kohlenwertstoffanlagen

**Teer**  
Entwässerung von Rohteer  
Destillation des Teers in die Fraktionen:  
Leichtöl,  
Karböl,  
Naphthalinöl,  
Waschöl,  
Anthracenöl,  
Pech  
Gewinnung von Phenolen, Naphthalin, Anthracen,  
Elektrodenbindemittelpech aus Teer-Fraktionen  
**Schwefel**  
Erzeugung von Schwefel nach dem Claus-Verfahren  
Oxidation von Schwefelwasserstoff zu Schwefelsäure  
**Ammoniak**  
Erzeugung von Ammoniumsulfat nach dem halbdirekten  
und indirekten Verfahren  
Gewinnung von Reinstammoniak nach dem  
US-Steel-Phosam-Verfahren  
Ammoniakverbrennung nach dem Koppers-Verfahren  
**Rohbenzol**  
Gewinnung von hochprozentigem Rohbenzol  
mit Regenerierung des Steinkohlenteeröls  
oder Strawöls  
Unmittelbare Gewinnung von Rohbenzol  
in der Koppers-Benzolkaltwäsche  
Druckraffination  
nach dem BASF-VEBA-Verfahren  
Destillation und Extraktion bzw. Extraktiv-Destillation  
von Benzoldruckraffinat zur Gewinnung von reinen  
Aromaten nach dem Krupp Koppers-MORPHYLEX®-  
oder MORPHYLANE®-Verfahren

## Coal By-Product Plants

**Tar**  
Crude tar dehydration  
Distillation of tar into the fractions:  
light oil,  
carbolic oil,  
naphthalene oil,  
wash oil,  
anthracene oil,  
pitch  
Recovery of phenoles, naphthalene, anthracene,  
electrode pitch from tar fractions  
**Sulfur**  
Production of elemental sulfur using the Claus process  
Oxidation of hydrogen sulfide to form sulfuric acid  
**Ammonia**  
Production of ammonium sulfate using the semi-direct  
and indirect processes  
Production of super-pure ammonia using the  
US-Steel-Phosam process  
Ammonia destruction using the Koppers process  
**Crude Benzole**  
Recovery of high-grade crude benzole by scrubbing  
with anthracene oil or wash oil  
Direct recovery of crude benzole using the Koppers cold  
benzole scrubber  
Benzole hydro-refining using the BASF-VEBA process  
Distillation and extraction or extractive distillation of  
hydro-refined benzole to recover high-purity aromatics,  
using the Krupp Koppers MORPHYLEX® or  
MORPHYLANE® process

## Installations de traitement des sous-produits du charbon

**Goudron**  
Déshydratation du goudron brut  
Distillation du goudron avec récupération  
des fractions:  
huile légère,  
huile carbolique,  
huile naphthalinique,  
huile de lavage,  
huile d'anthracène,  
brai  
Récupération des phénols, naphthaline,  
anthracène, brai servant de liant  
pour électrodes  
à partir des fractions du goudron  
**Soufre**  
Production de soufre élémentaire  
suivant le procédé Claus  
Oxydation de l'hydrogène sulfuré  
en vue de l'obtention de l'acide sulfurique  
**Ammoniac**  
Fabrication de sulfate d'ammonium suivant  
les procédés semi-direct et indirect  
Production d'ammoniac de grande pureté suivant  
le procédé Phosam, système US-Steel  
Destruction de l'ammoniac suivant le procédé Koppers  
**Benzol brut**  
Récupération de benzol brut d'un pourcentage élevé  
avec régénération de l'huile de goudron ou de l'huile de  
lavage  
Récupération directe de benzol brut dans l'unité de  
débenzolage à froid, système Koppers  
Hydrogénation catalytique sous pression suivant le  
procédé BASF-VEBA  
Distillation et extraction ou distillation extractive du  
produit raffiné provenant de l'unité d'hydrogénation  
catalytique de benzol sous pression pour l'obtention  
d'aromatiques purs suivant les procédés MORPHYLEX®  
ou MORPHYLANE® de Krupp Koppers

## Anlagen zur Gaserzeugung

Anlagen zur Erzeugung von Synthesegas für die Chemie, von Wasserstoff, von Kohlenmonoxid, von Reduktionsgas für die Metallurgie und von Heizgas

aus festen Brennstoffen durch Vergasen mit Sauerstoff und Wasserdampf nach dem KOPPERS-TOTZEK-Verfahren (Krupp Koppers-Verfahren) durch Vergasen mit Sauerstoff und Wasserdampf unter Druck nach dem PRENFLO-Verfahren (Krupp Koppers-Verfahren) durch Vergasen von Koks und Magerkohle mit Luft oder Sauerstoff und Wasserdampf im Drehrostgenerator

aus schweren flüssigen Brennstoffen durch Vergasen mit Sauerstoff und Wasserdampf nach dem KOPPERS-TOTZEK-Verfahren (Krupp Koppers-Verfahren) durch Vergasen mit Sauerstoff und Wasserdampf unter Druck nach dem Shell-Verfahren (Lizenzverfahren)

aus leichten flüssigen und gasförmigen Kohlenwasserstoffen und Koksogas durch katalytische Steamreforming, durch Partialoxidation, durch thermische Spaltung

## Plants for the Production of Gas

Plants for the production of synthesis gas for the chemical industry, of hydrogen, of carbon monoxide, of reduction gas for the metallurgical industry or of fuel gas

from solid fuels by gasification with oxygen and steam using the KOPPERS-TOTZEK process (Krupp Koppers process) by pressurized gasification with oxygen and steam using the PRENFLO process (Krupp Koppers process) by gasification of coke and low coking coal with air or oxygen and steam in rotary grate producers

from heavy liquid fuels by gasification with oxygen and steam using the KOPPERS-TOTZEK process (Krupp Koppers process) by pressurized gasification with oxygen and steam using the Shell process (process under license)

from light liquid and gaseous hydrocarbons and from coke oven gas by catalytic steam-reforming, by partial oxidation, by thermal cracking

## Installations de production de gaz

Installations de production de gaz de synthèse pour l'industrie chimique, d'hydrogène, de monoxyde de carbone, de gaz de réduction pour la métallurgie et de gaz de chauffage

à partir de combustibles solides par gazéification en présence d'oxygène et de vapeur selon le procédé KOPPERS-TOTZEK (procédé Krupp Koppers) par gazéification en présence d'oxygène et de vapeur sous pression selon le procédé PRENFLO (procédé Krupp Koppers) par gazéification de coke et de charbon maigre en présence d'air ou d'oxygène et de vapeur dans un gazogène à grille tournante

à partir de combustibles liquides lourds par gazéification en présence d'oxygène et de vapeur selon le procédé KOPPERS-TOTZEK (procédé Krupp Koppers) par gazéification en présence d'oxygène et de vapeur sous pression selon le procédé Shell (procédé sous licence)

à partir d'hydrocarbures légers liquides et gazeux et de gaz de fours à coke par steam reforming catalytique, par oxydation partielle, par crackage thermique

## Anlagen zur Aufbereitung von Rohsynthesegas oder anderen Gasen

Entstaubung durch Naßwäschen, Elektrofilter, Mechanische Filter, Zyklone

Gasverdichtung durch Turboverdichter, Schraubenverdichter, Kolbenverdichter

Gasentschwefelung durch Koppers-Pottasche-Wäsche, Shell-Sulfinol-Wäsche, Shell-Adip-Wäsche, Benfield-Heißpottasche-Wäsche, Amin-Wäschen, Rectisol-Wäsche, Bauart Krupp Koppers, Allied-Chemical-Selexol-Wäsche, BASF-Alkazid-Wäsche

CO-Entfernung durch Konvertieren des Kohlenmonoxids mit Hochtemperatur- und/oder Tieftemperatur-Katalysatoren

CO<sub>2</sub>-Auswaschung durch Benfield-Heißpottasche-Wäsche, Amin-Wäschen, Rectisol-Wäsche, Bauart Krupp Koppers, Allied-Chemical-Selexol-Wäsche

Feinreinigung von Gasen

**Komplette Anlagen zur Erzeugung** von Ammoniak und Methanol aus Kohle

**Komplette Anlagen zur Erzeugung von** Erdgasersatzgas (SNG) durch katalytisches Umsetzen von CO + H<sub>2</sub>-reichen Gasgemischen zu Methan

## Plants for the Treatment of Raw Synthesis Gas or other Gases

Dust removal by wet scrubbing, using electrostatic precipitators, using mechanical filters, using cyclones

Gas compression using turbo-compressors, using screw compressors, using piston compressors

Gas desulfurization using the Koppers-Potash scrubbing process, using the Shell sulfinol scrubbing process, using the Shell Adip scrubbing process, using the Benfield Hot Potash scrubbing process, using amine scrubbers, using the Rectisol wash, Krupp Koppers-type, using the Allied-Chemical's Selexol scrubbing process, using the BASF-Alkazid scrubbing process

CO removal by conversion of carbon monoxide using high and/or low temperature catalysts

CO<sub>2</sub> removal using the Benfield Hot Potash scrubber, using amine scrubbers, using the Rectisol wash, Krupp Koppers-type, using the Allied Chemical's Selexol scrubbing process

Final Gas Purification

Complete Plants for the production from coal of ammonia and methanol

Complete plants for the production of substitute natural gas by catalytic conversion of CO + H<sub>2</sub>-rich gas mixtures to methane

## Installations de conditionnement de gaz brut de synthèse ou d'autres gaz

Dépoussiérage par lavage humide, par filtres électrostatiques, par filtres mécaniques, par cyclones

Compression du gaz par turbo-compresseurs, par compresseurs hélicoïdaux, par compresseurs à piston

Désulfuration du gaz par lavage à la potasse, procédé Koppers, par lavage Shell-Sulfinol, par lavage Shell-Adip, par lavage à la potasse à chaud Benfield, par lavage aux amines, par lavage Rectisol, système Krupp Koppers par lavage Selexol, procédé Allied Chemical, par lavage Alkazid BASF

Elimination du CO par conversion de monoxyde de carbone, avec catalyseurs à haute et/ou basse température

Elimination du CO<sub>2</sub> par lavage à la potasse à chaud Benfield, par lavage aux amines, par lavage Rectisol, système Krupp Koppers par lavage Selexol, procédé Allied Chemical

Epuration poussée des gaz

Installations complètes de production d'ammoniac et de méthanol à partir du charbon

Installations complètes de production de gaz pour remplacer le gaz naturel par réaction catalytique transformant de mélanges gazeux riches en CO + H<sub>2</sub> en méthane





# Raffinerien und Petrochemie

Refineries and Petrochemical Plants  
Raffineries et Pétrochimie

## Raffinerieanlagen

Destillation von Rohöl  
Destillativtrennung von Rohölfraktionen unter Vakuum oder erhöhtem Druck  
Stabilisierung von Benzin  
Trocknung flüssiger Erdölprodukte  
Hydrierende Entschwefelung unter Druck von Benzinen, Leicht-, Mittel- und Schwerölen  
Reformierung von Benzinen  
Isomerisierung  
Alkylierung  
Erzeugung von Petrolkoks  
Katzinierung von Petrolkoks  
Katalytisches und thermisches Kracken  
Visbreaking  
Hydrocracking  
Schwerölhydrierung  
Chemische Behandlung von Erdöl-Fraktionen  
Entasphaltierung  
Fraktionierung von verflüssigtem Raffineriegas (LPG)  
Entschwefelung von verflüssigtem Raffineriegas (LPG)  
Extraktion von Mercaptanen aus flüssigen Erdölprodukten  
Entschwefelung von Raffineriegas durch Absorption  
Gewinnung von Schwefel (Claus-Verfahren)  
Destillation und Verblasen von Bitumen  
Automatisch gesteuerte Mischstationen (Blending)  
Tanklager, Verladeeinrichtungen, Hilfs- und Nebenanlagen (Off-Sites)  
Reinigungs- und Trocknungsanlagen für Erdgas unter Gewinnung von Leichtbenzin, Flüssiggas (LPG), Kohlendioxid und Schwefel

### Anlagenkomplexe

## Refineries

Fractional distillation of crude oil  
Fractional distillation under vacuum or at normal or elevated pressure  
Naphtha stabilization  
Dehydration of liquid petroleum products  
Hydro-desulfurization under pressure of naphtha, light, medium, and heavy oils  
Naphtha reforming  
Isomerisation  
Alkylation  
Char production  
Petroleum coke calcination  
Catalytic and thermal cracking  
Visbreaking  
Hydrocracking  
Chemical treatment of petroleum fractions  
Deasphalting  
Fractionation of liquefied petroleum gas (LPG)  
Desulfurization of liquefied petroleum gas (LPG)  
Extraction of mercaptans from liquid petroleum products  
Desulfurization of refinery off-gas by absorption  
Recovery of sulfur (Claus process)  
Distillation and blowing of bitumen  
Automatically controlled in-line blending units  
Tank farms, loading stations, ancillary units, and off-sites  
Plants for purifying and drying natural gas, with recovery of light naphtha, LPG, carbon dioxide, and sulfur

### Plant complexes

## Raffineries

Distillation par fractionnement de pétrole brut  
Distillation primaire sous vide et sous pression  
Stabilisation des essences  
Séchage des produits de pétrole liquides  
Hydrodésulfuration (sous pression) des essences, des huiles légères, moyennes et lourdes  
Reforming d'essences  
Isomérisation  
Alkylation  
Production de coke de pétrole  
Calcination de coke de pétrole  
Cracking catalytique et thermique  
Vis breaking  
Hydrocracking  
Hydratation d'huile lourde  
Traitement chimique des fractions de pétrole  
Désasphaltage  
Fractionnement du gaz de pétrole liquéfiés (LPG)  
Désulfuration du gaz de pétrole liquéfiés (LPG)  
Extraction de mercaptans des produits de pétrole liquides  
Désulfuration du gaz de raffinerie par absorption  
Récupération du soufre (procédé Claus)  
Distillation et soufflage de bitumes  
Stations de mélange automatiques (Blending) en ligne  
Stockages, installations de chargement, installations annexes et auxiliaires (off-sites)  
Installations d'épuration et de séchage de gaz naturel avec récupération d'essence légère, de gaz liquéfié (LPG), d'oxyde de carbone et de soufre

### Ensembles d'installations



**Anlagen zur**

Erzeugung von Aromaten durch Reformieren  
Aufarbeitung von Pyrolysebenzin

Hydrierung von  
Pyrolysebenzin

Benzoldruckraffination  
Destillative Fraktionierung von  
Aromaten oder aromatenhaltigen Benzinschnitten  
Gewinnung von BTX-Aromaten mit hoher Reinheit  
aus Kohlenwasserstoffgemischen durch Extraktion oder  
Extraktiv-Destillation nach dem Krupp Koppers  
MORPHYLEX®- oder MORPHYLANE®-Verfahren

Entaromatisierung von Kohlenwasserstoffgemischen

Gewinnung von p-Xylol  
durch Kristallisation oder Adsorption

Isomerisierung

Dealkylierung

Transalkylierung/Disproportionierung

Dehydrierung

Superfraktionierung

**Anlagen zur Erzeugung oder Gewinnung von**

Phthalsäureanhydrid

Maleinsäureanhydrid

Weichmachern auf Phthalsäureanhydrid-Basis

Dimethylterephthalat (DMT)

Terephthalsäure (TPA)

Methanol

Isopropanol aus Propylen

Acetaldehyd aus Ethanol

Isophoron und Folgeprodukten

Oxo-Alkoholen

Ethylbenzol

Styrol aus Ethylbenzol

Cumol aus Benzol und Propylen

Phenol

Formaldehyd aus Methanol

Cyclohexan aus Benzol

Butadien

Isopren

Synthetischem Kautschuk

Ruß

Methyltertiärbuthylether (MTB)

Lösungsmittel

Ausgangs- und Zwischenprodukten  
für synthetische Waschmittel

Tanklager, Verladeeinrichtungen, Hilfs- und  
Nebenanlagen (Off-Sites)

**Anlagenkomplexe**

**Plants for**

Production of aromatics by reforming

Processing of pyrolysis gasoline (SCN)

Hydrodesulfurization of pyrolysis gasoline (SCN)

Fractional distillation of aromatics or naphtha cuts  
containing aromatics

Recovery of high-purity BTX aromatics from  
hydrocarbon mixtures by extraction or extractive  
distillation using the Krupp Koppers MORPHYLEX® or  
MORPHYLANE® process

Removal of aromatics from hydrocarbon mixtures

Recovery of p-xylene by crystallisation or adsorption

Isomerisation

Dealkylation

Transalkylation, Disproportionation

Dehydration

Superfractionation

**Plants for the production or recovery of**

Phthalic anhydride

Maleic anhydride

Phthalic anhydride-based plasticizers

Dimethylterephthalate (DMT)

Terephthalic acid (TPA)

Methanol

Isopropanol from propylene

Acetaldehyde from ethanol

Isophorone and derivatives

Oxo-alcohols

Ethylbenzene

Styrene from ethylbenzene

Cumene from benzene and propylene

Phenol

Formaldehyde from methanol

Cyclohexane from benzene

Synthetic rubber

Carbon black

Methyl-tert-butylether (MTB)

Solvents

Basic and intermediate products for synthetic  
detergents

Tank farms, loading stations, ancillary units,  
and off-sites

**Plant complexes**

**Installations pour**

Production d'aromatiques par reforming d'essences

le traitement d'essence de pyrolyse

Hydrogénation d'essence de pyrolyse

Raffinage catalytique de benzole

Fractionnement par distillation d'aromatiques

ou des coupes d'essence contenant des  
aromatiques

Récupération d'aromatiques BTX de grande pureté

à partir de mélange d'hydrocarbures

par extraction ou distillation extractive, suivant

les procédés MORPHYLEX® ou

MORPHYLANE® de Krupp Koppers

Désaromatisation de mélanges d'hydrocarbures

Récupération de para-xylène par

cristallisation ou par adsorption

Isomérisation

Désalkylation

Transalkylation/Disproportionnement

Déhydratation

Superfractionnement

**Installations pour la production ou la  
récupération de**

Anhydride phtalique

Anhydride maléique

Plastifiants à base d'anhydride phtalique

Diméthyltéréphtalate (DMT)

Acide téréphtalique (TPA)

Méthanol

Isopropanol à partir de propylène

Acétaldéhyde à partir d'éthanol

Isophorone et dérivés

Oxo-alcools

Benzène éthylique

Styrène à partir de benzène éthylique

Cumène à partir de benzène et de propylène

Phénol

Formaldéhyde à partir de méthanol

Cyclohexane à partir de benzène

Butadiène

Isoprène

Caoutchouc synthétique

Carbon black

Methyl-tertiaire-éther butylique

Solvants

Produits de base et intermédiaires pour

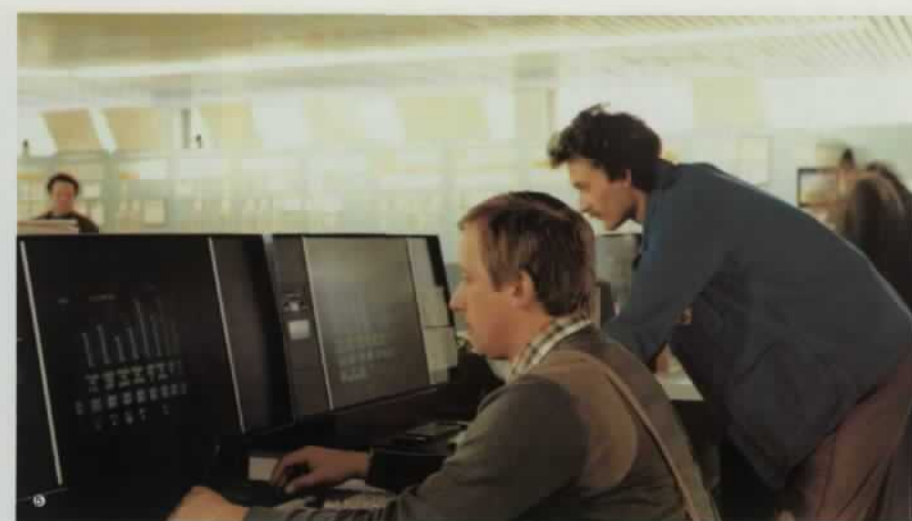
détergents synthétiques

Parcs de stockage, installations de chargement,

installations auxiliaires et annexes

**Ensembles d'installations**





① Anlage zur Gewinnung von Reinbenzol (Morphylane®-Verfahren)  
 ① Plant for the recovery of pure benzene (Morphylane® process)  
 ① Installation pour la récupération de benzène pur (procédé Morphylane®)  
 ② Anlage zur Herstellung von Benzol durch Hydroalkylierung von Pyrolysebenzin  
 ② Plant for the production of benzene by hydroalkylation of pyrolysis gasoline  
 ② Installation pour la production de benzène par hydroalkylation d'essences de pyrolyse

③ Meßwarte einer Hydroalkylierungsanlage  
 ③ Control room in a hydroalkylation plant  
 ③ Salle de contrôle d'une unité d'hydroalkylation  
 ④ Anlage zur Gewinnung von Benzol und Toluol aus Pyrolysebenzin (Morphylane®-Verfahren)  
 ④ Plant for the recovery of benzene and toluene from pyrolysis gasoline (Morphylane® process)  
 ④ Installation pour la récupération de benzène et de toluène à partir d'essence de pyrolyse (procédé Morphylane®)

⑤ Digitales Automationsystem zur Steuerung und Überwachung der DMT-Anlage  
 ⑤ Digital automation system for monitoring and control DMT-plant  
 ⑤ Système numérique d'automatisation pour le contrôle et la surveillance de l'installation DMT (diméthylthéophalate)  
 ⑥ Anlage zur Rohöl-Destillation, -Entsulfung und Benzin-Stabilisierung  
 ⑥ Crude oil distillation, de-sulfation, and naphtha stabilization units  
 ⑥ Installation pour la distillation de pétrole brut, le dessalage et la stabilisation de naphtha





① Reformer mit kontinuierlicher Katalysator-Regenerierung  
 ① Reformer with continuous catalyst-regeneration (CCR)  
 ① Unité de reformage avec régénération en continu du catalyseur (CCR)

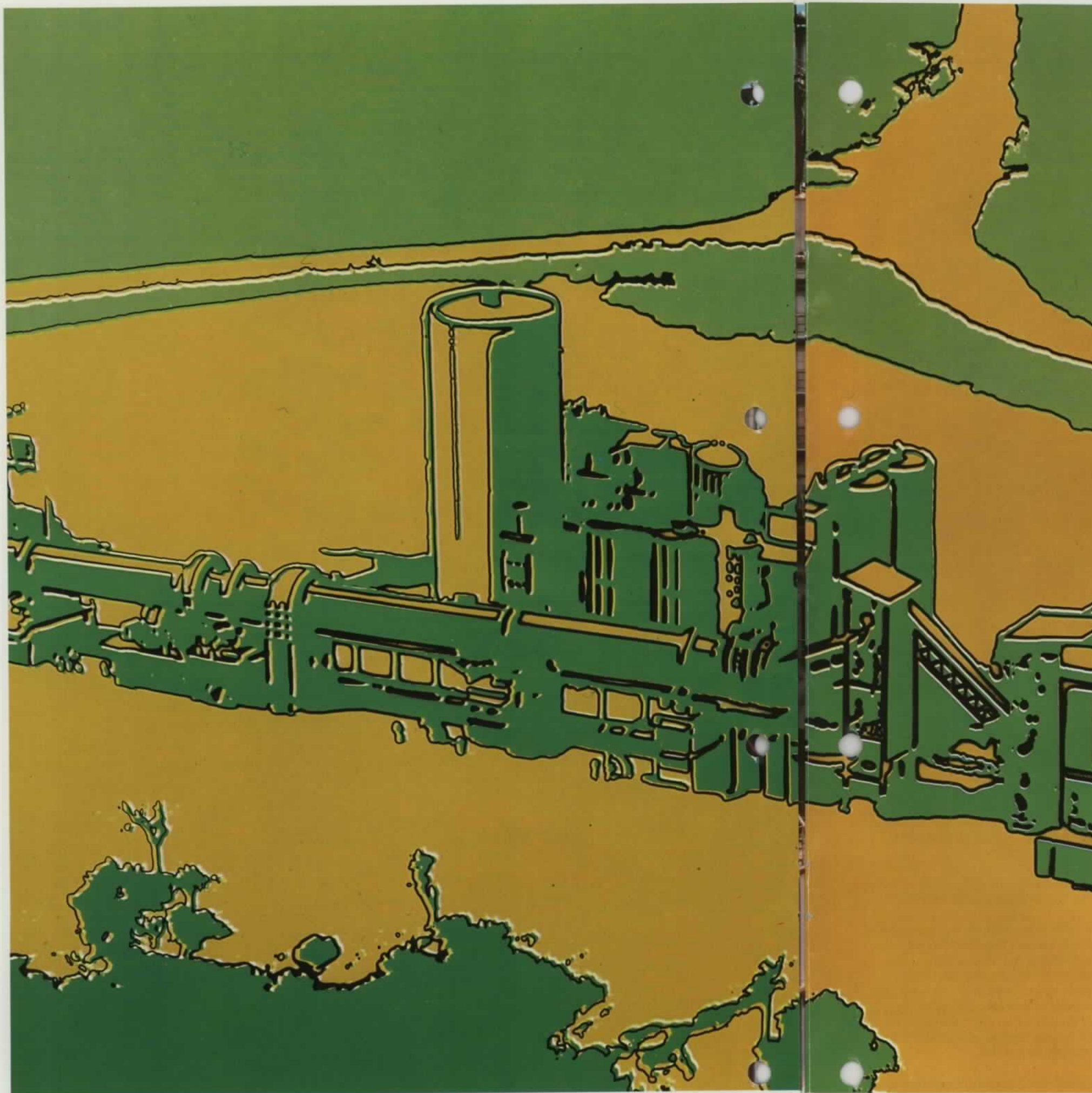
② Anlage zur Erzeugung von Dimethylterephthalate (DMT)  
 ② Plant for the production of dimethylterephthalate (DMT)  
 ② Installation pour la production de diméthyl-téréphthalate (DMT)

③ Anlage zur Erzeugung von Dimethylterephthalate (DMT)  
 ③ Plant for the production of dimethylterephthalate (DMT)  
 ③ Installation pour la production de diméthyl-téréphthalate (DMT)



Anorganische Chemie und Umwelt





**Anorganische Chemie und Umweltschutz**

Anlagen zur Gewinnung von Schwefelsäure und Zement aus Gips (OSW/KRUPP-Verfahren)  
 Umweltschutzanlagen und -einrichtungen auf den Arbeitsgebieten von Krupp Koppers

**Chemicals and Environmental Protection**

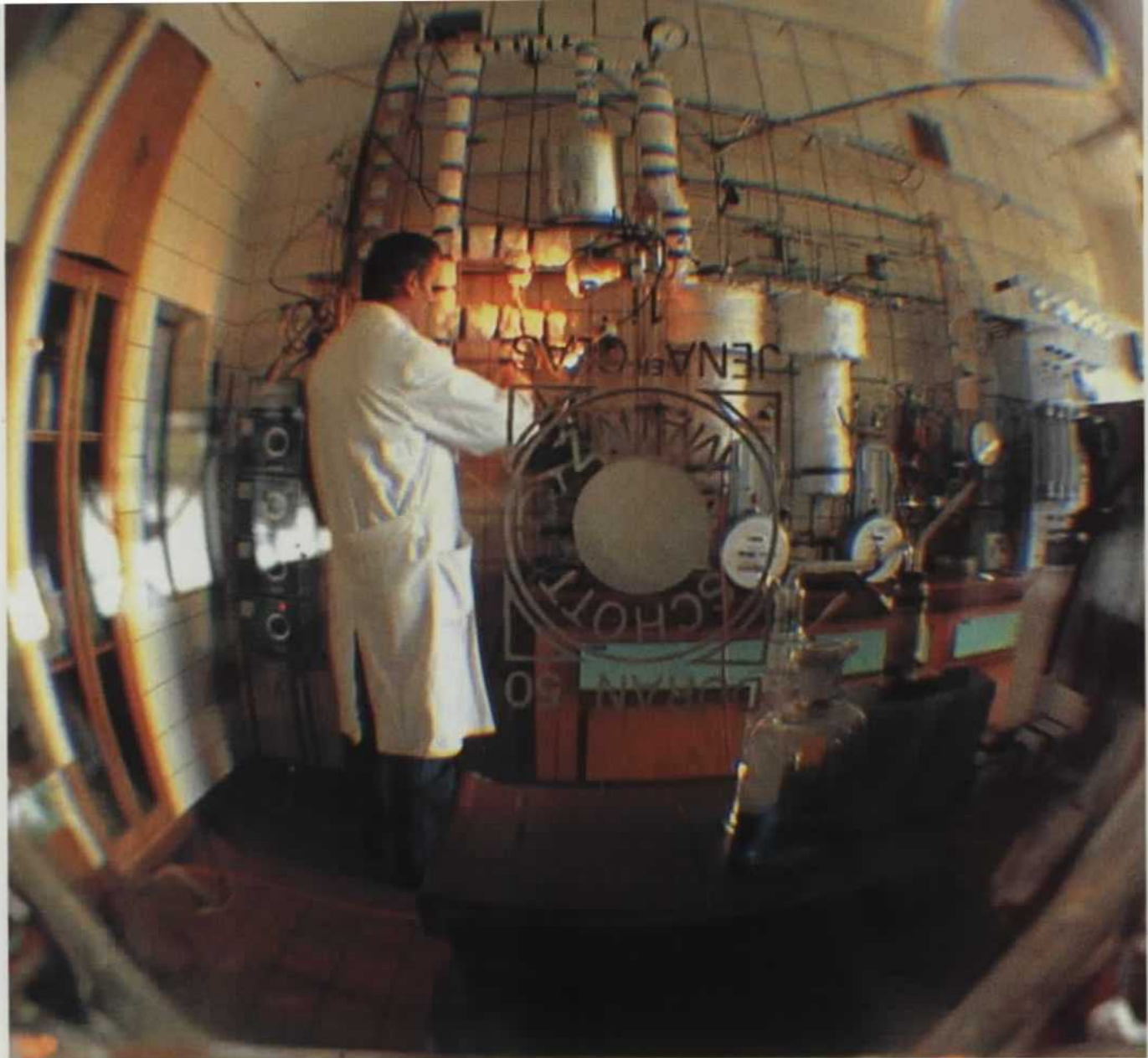
Plants for the recovery of sulfuric acid and cement from gypsum (OSW/KRUPP process)  
 Plants and installations for environmental protection in the fields of activity of Krupp Koppers

**Chimie minérale et Protection de l'Environnement**

Installations pour la récupération d'acide sulfurique et de ciment à partir de gypse (procédé OSW/KRUPP)  
 Installations de protection de l'environnement dans le domaine d'activités de Krupp Koppers

①② Anlage zur Gewinnung von Schwefelsäure und Zement aus Gips (OSW/KRUPP-Verfahren)  
 ①② Plant for the recovery of sulfuric acid and cement from gypsum (OSW/KRUPP process)  
 ①② Installation pour la récupération d'acide sulfurique et de ciment à partir de gypse (procédé OSW/KRUPP)





# Verfahren und Know-how

## Processes and Know-how · Les procédés et le know-how

Krupp Koppers verfügt über eine Vielzahl eigener Entwicklungen, Patente und Verfahren.

Neue Verfahren werden entwickelt, erprobt und zu ihrer kommerziellen Reife geführt.

Darüber hinaus steht dem Unternehmen ein vielseitiges Verfahrenspotential weltweit anerkannter Verfahrensgeber zur Verfügung. Diese differenzierte Palette technisch und wirtschaftlich bewährter Verfahren ist an den Erfordernissen des Marktes orientiert.

Das aus jahrzehntelanger Erfahrung im Großanlagenbau resultierende Know-how ist die Basis für Problemlösungen, die alle Anforderungen des zukunftsorientierten Großanlagenbaus erfüllen.

Krupp Koppers has at its disposal a multitude of its own developments, patents and processes.

New processes are developed, tested and brought to commercial maturity.

Moreover, Krupp Koppers has access to a wide range of processes owned by world-renowned process licensors. This broad range of processes, the technical and economic value of which has been proven over a long period, is tailored to the requirements of the market.

Know-how gained from decades of experience in the construction of large-scale plant is the basis for problem solutions which meet all the requirements of future-oriented commercial plant construction.

La société Krupp Koppers est détentrice d'une multitude de développements, brevets et procédés.

Elle en développe de nouveaux, les teste et les amène à maturité commerciale.

Par delà cette masse de connaissances, l'entreprise peut disposer d'autres procédés mis à sa disposition par des bailleurs de licences reconnus dans le monde entier. Cette large panoplie de procédés et de méthodes qui ont fait leur preuve sur les plans technique et économique cherche à répondre aux exigences du marché.

Le savoir-faire acquis par cette entreprise pendant plusieurs décennies l'aide à résoudre les problèmes posés par la construction de grandes installations modernes.



# Die Dienstleistungen Services Les services

Das Leistungsangebot umfaßt die komplexen wirtschaftlichen, technischen und organisatorischen Aufgaben, die der Bau von Industrieanlagen erfordert.

Krupp Koppers erbringt als Engineering Contractor umfassende Ingenieur-Dienstleistungen. Dazu gehören insbesondere:

- **Investitions- und Wirtschaftlichkeitsstudien, Vergleichs- und Wirtschaftlichkeitsstudien, Verfahrens- und Wirtschaftlichkeitsstudien, Vergleichs- und Wirtschaftlichkeitsstudien**
- **Verfahrensvermittlung oder -lizenzierung**
- **Verfahrensplanung, Verfahrensentwicklung und -optimierung**
- **Basic und Detailed Engineering**
- **Ausrüstungsbeschaffung**
- **Montage und Inbetriebnahme**
- **Technische Beratung**

Krupp Koppers bietet jede Leistungsstufe einzeln und unabhängig, aber auch aufeinander aufbauend, als Leistungspaket an.

Krupp Koppers berät die Investoren in Fragen der Projektfinanzierung und kann hierfür auch die vielfältigen und weltweiten Verbindungen und Erfahrungen des Krupp-Konzerns einsetzen.

Das Unternehmen entwickelt und erprobt – gemeinsam mit dem Kunden – neue Verfahren und führt Verfahrensideen vom Laboratoriumsmaßstab über Pilotanlagen bis zur kommerziellen Nutzung.

Im Technikum, Laboratorium und in Versuchsanlagen werden Probleme der Prozeßtechnologie gelöst. Für spezielle Aufgaben und Problemstellungen steht das Forschungsinstitut der Fried. Krupp GmbH zur Verfügung.



① Versuchsanlage zur Kohledruckvergasung  
① Experimental pressurized coal-gasification plant.  
① Installation pilote pour la gazéification de charbon sous pression



Services on offer include the complex economic, technical and organizational tasks connected with the construction of industrial plants. Krupp Koppers, as engineering contractor, provides comprehensive engineering services; these include in particular:

- **investment and feasibility studies, and process evaluations**
- **provision or licensing of processes**
- **process planning, development and optimization**
- **basic and detailed engineering**
- **procurement of equipment**
- **erection and commissioning**
- **technical consulting**

Krupp Koppers offers each of the above services either individually or in the form of packages of inter-related services.

Krupp Koppers acts as consultant to investors in matters of project financing; in doing so the company can draw on the world-wide contacts and experience of the Krupp-group.

The company develops and tests new processes in cooperation with the customer and carries new processing concepts from the laboratory stage via pilot plants right through to commercial application. Problems of processing technology are solved in the scientific research station, in the laboratory and in experimental plants. The services of Krupp's Research Institute are available for the solution of particular problems.

La panoplie de services offerts englobe toutes les activités complexes de nature économique, technique et de planification requises par la construction d'installations industrielles.

En tant qu'entrepreneur d'ingénierie, la société Krupp Koppers fournit des services très étendus, dont voici les principaux:

- **Calcul des investissements et calculs de rentabilité, comparaison des procédés**
- **Courtage de procédés ou cession de licences**
- **Planification, développement et optimisation des procédés**
- **Ingénierie de base et ingénierie détaillée**
- **Acquisition des équipements**
- **Montage et mise en service**
- **Prestation de conseils techniques**

La société Krupp Koppers propose des services soit détaillés et indépendants les uns des autres, soit une gamme complète coordonnée et structurée.

Elle conseille les investisseurs au niveau du financement des projets. Elle profite pour cela de la multiplicité et de la ramification des connaissances détenues par le groupe Krupp. La société Krupp Koppers – en collaboration avec sa clientèle – met au point et teste de nouveaux procédés. Les idées nouvelles passent par le laboratoire d'essais et les installations pilotes avant d'être commercialisées. Des problèmes au sujet de la technologie des procédés seront résolus dans l'institut scientifique de recherches, dans les laboratoires et dans des installations de pilote. L'institut de recherches de la société Fried. Krupp GmbH vient, le cas échéant, prêter main forte pour résoudre certains problèmes spécifiques.



# Die Arbeitsweise Working methods Les méthodes de travail

Bei der Bearbeitung eines Projektes müssen spezifische Einzelanforderungen in Einklang gebracht werden mit einer rationellen Abwicklung des Gesamtprojektes. Am Anfang eines Projektes steht bei Krupp Koppers deshalb immer die Erarbeitung einer optimalen Ablaufplanung auf der Grundlage eines Richtlinien-Systems.

Dieses Richtlinien-System ist ein wichtiges Führungsinstrument des Unternehmens für die Projekt-Koordinierung bei weitgehender Delegation der Fachverantwortung.

Das Organisationshandbuch des Unternehmens regelt die Grundzüge der Projektorganisation. Arbeitsrichtlinien, in denen Gestaltung und Einsatz von Arbeitsgrundlagen, Projekttrichtlinien und Dokumentation sowie Grundsätze der Arbeitsrationalisierung festgelegt sind, vermitteln allgemeingültige Entscheidungshilfen.

Der Standard-Netzplan ist die Grundlage jeder Projekt-Terminplanung; die Standard-Dokumentation legt Gliederung, Inhalt und Umfang der Projektdokumentation fest. Das Projektmanagement gewährleistet durch spezifische Projekttrichtlinien die Einhaltung der vorausschauenden Ablauf-



planung. Dieses System schafft die Voraussetzungen für die wirtschaftlich optimale Errichtung von Produktionsanlagen.

Die rationelle und sichere Durchführung des gesamten Engineering wird nicht zuletzt durch den Einsatz von Rechenprogrammen erreicht, die Krupp Koppers für bestimmte Aufgaben entwickelt hat. Die Programme laufen im eigenen Rechenzentrum und dem der Fried. Krupp GmbH, einem der größten privaten Rechenzentren Europas.

Im Krupp Koppers-Projektmanager findet der Investor den verantwortlichen Partner, der die Qualität der Ausführung bei Einhaltung von Budget und Terminen sicherstellt.

Für die Analyse jedes Teilproblems setzt Krupp Koppers fachorientierte Spezial-



listen ein. Sie tragen in ihren Bereichen aufeinander abgestimmte Einzelösungen zusammen und erarbeiten in interdisziplinären Teams die optimale Gesamtlösung.

Bei der Beschaffung und Lieferung von Ausrüstungen ist Krupp Koppers von Herstellerinteressen, auch von denen des Krupp-Konzerns, unabhängig. Der Zugang zu ausländischen Märkten ermöglicht es Krupp Koppers, den Beschaffungspräferenzen und der Finanzierungs- oder Devisensituation des Investors gerecht zu werden.

Die für die Ausführung zuständigen Krupp Koppers-Montage- und Inbetriebnahmeingenieure haben sich im internationalen Einsatz für die Lösung der standortbedingten Probleme von Projekten qualifiziert.

The successful development of a project necessitates the harmonization of special individual requirements with the rational handling of the overall project. For this reason, one of the first tasks undertaken by the company at the inception of any project is the establishment of an optimal operational schedule based on a system of basic documents and procedures.

This system is for the company an important tool for project co-ordination, one which also permits a large degree of delegation of specialist responsibility.

The company's Organizational Handbook governs the main features of project organization. Basic working procedures, which define the compilation and application of Engineering Basis and Project Procedure documents, and other documentation, and also outline main features of work rationalization, provide widely applicable aids to decision-making.

The standard grid plan forms the basis of all project-scheduling; standard documentation specifies structure, content, and scope of project-specific documentation. Project Management ensures, by means of specific project procedures, the maintenance of the envisaged schedule. This is a system which provides





for the economically optimized construction of capital plant.

The rational and sure execution of the entire engineering is realized not least of all by the application of computer programs developed at Krupp Koppers for the solution of special problems. The programs are run in the company's own computer center, or in the center belonging to Fried. Krupp GmbH, which is one of Europe's largest private computing centers.

The Krupp Koppers project manager is the responsible partner of the investor, one who ensures quality of execution and maintenance of budget and schedule.

For the analysis of any problem, Krupp Koppers applies the expertise of specialists oriented to the needs of the industry concerned. They produce within their respective fields individual, congruent solutions, and work together in interdisciplinary teams to provide the optimum overall solution.

In procuring and supplying equipment, Krupp Koppers is not limited by manufacturers' interests, not even by those of the Krupp group. Access to foreign markets permits Krupp Koppers to meet the investor's procurement preferences and his financing and foreign exchange situation.

The Krupp Koppers erection and commissioning engineers responsible for execution all possess comprehensive international erection experience, qualifying them for the solution of location-related problems.

Lors de l'établissement d'un projet, un grand nombre de facteurs isolés doivent être harmonisés les uns avec les autres, pour que l'exécution du projet se fasse rationnellement. C'est la raison pour laquelle la société Krupp Koppers établit toujours un organigramme optimal lors de son lancement. Cette organigramme s'appuie sur un système de directives.

Ce système est un instrument précieux permettant à l'entreprise de guider la coordination du projet tout en déléguant largement les responsabilités d'ordre technique.

Le manuel d'organisation rédigé par Krupp Koppers régleme les grands traits de l'organisation d'un projet. Des directives de procédure, avec définition des principes de travail, directives d'exécution, documentation et principes de rationalisation du travail y sont codifiées. D'application générale, elles facilitent les prises de décisions.

Le plan de réseau standard sert de base à toute planification des délais dans un projet; la documentation standard définit l'articulation, le contenu et l'importance de la documentation accompagnant un projet. Des directives spécifiques appliquées par le service gérant le projet garantissent le respect des délais prévus. Grâce à ce système, on parvient à construire des installations de production industrielle à un coût optimal.

L'ensemble de l'ingénierie doit aussi être réalisée rationnellement et fiablement aux programmes de calcul informatique que la société Krupp Koppers a elle-même mis au point pour résoudre certains problèmes. Ces programmes sont mis en œuvre dans son centre de calculs ainsi que dans celui de la société Fried. Krupp GmbH, lequel figure parmi les plus grands centres privés de ce genre en Europe.

L'investisseur trouvera en la personne du gestionnaire de projet Krupp Koppers un interlocuteur responsable, qui a à cœur de réaliser un projet en respectant les critères de qualité imposés, les limites budgétaires et les délais.

Lors de l'analyse des divers aspects d'un problème, Krupp Koppers utilise des techniciens spécialisés dans le domaine qui leur est précisément confié. Ceux-ci proposent des solutions qui s'harmonisent entre elles. Au sein d'équipes pluridisciplinaires, ils définissent une solution globale optimale.

Lorsqu'il s'agit d'acheter et de fournir des équipements, Krupp Koppers reste impartiale et demeure dégagée des intérêts du groupe Krupp. Ayant accès à plusieurs marchés étrangers, elle peut répondre aux souhaits de l'investisseur en matière d'achats, de financement ou d'avantages au niveau du change.

Menant une carrière internationale, les ingénieurs de Krupp Koppers affectés au montage et à la mise en service sont rompus à résoudre les problèmes soulevés par le lieu d'implantation d'un projet.



# Organisation

## Geschäftsführung

<b>Verfahrensbereich Koks und Erz</b>	Process Design, Basic Engineering, Technische Akquisition für: Kokereien und Anlagen zur Kohle- und Kokelerzeugung, Wärmerührer, Sinteranlagen.	<b>Verfahrensbereich Kohle und Gas</b>	Process Design, Basic Engineering, Technische Akquisition für: Anlagen zur Vergasung fester und flüssiger Brennstoffe Anlagen zur Gas- behandlung und zur Erzeugung von Zwischen- und Erzeugnissen, Anlagen zur Kokeregas- behandlung und Kohlen- wertstoffgewinnung.	<b>Ingenieurtechnik 1</b>	Detailed Engineering mit Abteilungen für: Apparate, Maschinen, Nebenanlagen, Elektro-, Meß- und Regelungstechnik, Kohleliegebau, Hoch- und Tiefbau, Feuerbetrieb, Verkokungsanlagen, Schwermaschinen.	<b>Verfahrensbereich Raffinerien und Petrochemie</b>	Process Design, Basic Engineering, Technische Akquisition für: Raffinerienanlagen, Anlagen zur Erzeugung petrochemischer Zwischen- und Endprodukte, Aromatenanlagen, Trennvorrichtungen- anlagen.	<b>Verfahrensbereich Anorganische Chemie und Umweltschutz</b>	Process Design, Basic Engineering, Technische Akquisition für: Düngemittelanlagen, Gips-Schwefelöfere- Anlagen.	<b>Ingenieurtechnik 2</b>	Detailed Engineering mit Abteilungen für: Apparate, Maschinen, Nebenanlagen, Elektro-, Meß- und Regelungstechnik, Kohleliegebau, Modellbau.
<b>Montage</b>	Bausystemmontagemant, Montageplanung, Montagedurchführung, Feuerfestbauausführung, Neubau und Reparatur.	<b>Betriebstechnologie (Inbetriebnahme)</b>	Planung der Betriebs- technik, Leitung, Überwachung und Durchführung der Inbetriebnahme, Beratung und Schulung der Betriebspersonal.	<b>Forschung und Entwicklung</b>	Entwicklung und Optimierung von Verfahren, Untersuchungen reaktorrechtlicher und dynamisch- verfahrenstechnischer Art mit Abteilungen: Laboratorium/ Technikum, Piloten, Bibliothek	<b>Grundratzfragen Technik</b>	Entwicklung von tech- nischen Berechnungs- grundlagen und EDV-Programmen, Entwicklung von Rich- linien und Methoden zur Arbeitsrationali- sierung, Technische Fortbildung mit Abteilungen: Technische Grundlagen, Arbeitsorganisation/ Normen, Dokumentation, Sicherheit.	<b>Auftragsführung</b>	Koordinierung und Leitung der Auftrags- abwicklung mit Abteilungen: Projektmanagement, Kaufmannische Vertragsabwicklung	<b>Verkauf</b>	Marktforschung, Marketing, Akquisition, Abschluß von Liefer- und Leistungsverträgen, Werbung.
<b>Grundratzfragen, Verträge</b>	Lizenzen und Zustimmensbeit, juristische Beratung, Rechtliche Angelegenheiten, Koordinierung der Tätigkeiten der Tochterunternehmen, Kaufm., Grundratz- fragen, Arbeitsorganisation	<b>Einkauf</b>	Beschaffung von Aus- rüstungen, Materialien und Dienstleistungen.	<b>Rechnungswesen</b>	Finanzbuchhaltung, Kostensenkung, Steuern, Bilanz- und Ergebnis- planung.	<b>Finanzen</b>	Finanzplanung und disposition, Auftragfinanzierung.	<b>Personal</b>	Personal- und Sozialwesen, Interne Dienstleistungen.		



# Organization

## Management

### Process Division Coke and Ore

Process Design, Basic Engineering, Technical Sales Promotion for: Coking Plants and Units for Coal and Coke Treatment, Hot Blast Stoves, Sinter Plants.

### Process Division Coal and Gas

Process Design, Basic Engineering, Technical Sales Promotion for: Plants for the Gasification of Solid and Liquid Fuels, Plants for Gas Treatment and the Production of Intermediate and Final Products, Plants for the Treatment of Coke Oven Gas and the Recovery of Coal By-products.

### Engineering Division 1

Detailed Engineering with Departments for: Equipment, Machinery, Package Units, Electricals and Instrumentation, Piping Design, Civil and Construction Work, Refractory Work, Coke Ovens, Heavy Machinery.

### Process Division Refineries and Petrochemicals

Process Design, Basic Engineering, Technical Sales Promotion for: Refinery Units, Plants for the Production of Petrochemical Intermediate and Final Products, Aromatics Plants, Tar Processing Plants.

### Process Division Chemicals and Environmental Protection

Process Design, Basic Engineering, Technical Sales Promotion for: Fertilizer Plants, Gypsum/Sulphuric Acid Plants.

### Engineering Division 2

Detailed Engineering with Departments for: Equipment, Machinery, Package Units, Electricals and Instrumentation, Piping Design, Model Building

### Construction Division

Job Site Management, Planning of Construction, Erection and Installation Work, Field Construction and Installation Work, Refractory Work (New Construction and Repair).

### Commissioning Division

Operational Planning, Management, Supervision and Execution of Commissioning Work, Consultancy and Training of Operating Personnel.

### Research and Development Division

Development and Optimization of Processes, Investigation of Reactivity and Chemical Process Technology, with Departments: Laboratory/Pilot Plants, Patents, Library.

### Technical Operations Division

Development of Technical Calculation Bases and EDP Programs, Development of Rules and Methods for Work Rationalization, Staff Training (Technical), with Departments: Unit Operations, Work Organization/Standards, Data Processing, Safety.

### Project Management

Co-ordination and Managerial Supervision of all the Activities for Projects with Departments: Project Management, Contracts Administration.

### Sales Division

Market Research, Marketing, Sales Promotion, Contracting, Advertising

### Legal and Corporate Affairs Division

Licensing and Cooperation, Legal Matters, Co-ordination of Subsidiary Companies, Corporate Affairs, Work Organization.

### Procurement Division

Procurement of Equipment, Materials and Services.

### Accounting Division

Financial Accounting, Cost Accounting, Taxes, Balance and Profit/Loss Planning.

### Financing Division

Planning and Disposition of Finances, Contract Financing.

### Personnel Division

Personnel and Social Services, Internal Services.

# Organisation

## Direction Générale

### Division Procédés Coke et Minéral

Etudes de procédés,  
Ingénierie de base,  
Promotion des procédés  
pour:  
Cokeries et installations  
de traitement de  
charbon et de coke,  
Réchauffeurs à vent,  
Agglomération.

### Division Procédés Charbon et Gaz

Etudes de procédés,  
Ingénierie de base,  
Promotion des procédés  
pour:  
Installations de  
gazéification de  
combustibles solides  
et liquides,  
Installations de  
traitement de gaz et de  
production des produits  
intermédiaires et finis,  
Installations de  
traitement de gaz de  
cokerie et  
de récupération  
des sous-produits.

### Division Ingénierie 1

Ingénierie de détail  
répartie dans les  
sections:  
Appareils, machines,  
installations annexes,  
Equipements électriques  
et de contrôle  
et régulation,  
Tuyauteries,  
Constructions élevées et  
souterraines,  
constructions  
réfractaires,  
Fours de cokéfaction,  
machines lourdes.

### Division Procédés Raffineries et Pétrochimie

Etudes de procédés,  
Ingénierie de base,  
Promotion des procédés  
pour:  
Installations de  
raffinage,  
Installations de produits  
pétrochimiques, inter-  
médiaires et finis,  
Installations d'aromatiques  
Installations de  
traitement du goudron.

### Division Chimie minérale et Protection de l'environnement

Etudes de procédés,  
Ingénierie de base,  
Promotion des procédés  
pour:  
Installations d'engrais,  
Installations d'acide  
sulfurique et de ciment  
à partir de gypse.

### Division Ingénierie 2

Ingénierie de détail  
répartie dans les  
sections:  
Appareils, machines,  
installations annexes,  
Equipements électriques  
de contrôle  
et régulation,  
Tuyauteries,  
fabrication de  
maquettes.

### Division Montage

Gestion du chantier,  
Planification du  
montage,  
Exécution du montage,  
Exécution des travaux  
réfractaires  
(Nouvelles constructions  
et réparation).

### Division Exploitation (Mise en service)

Planning des projets  
techniques  
d'exploitation,  
Gestion, supervision  
et exécution de la  
mise en marche,  
Consultation et  
formation du personnel  
d'exploitation.

### Division Recherches et Technique

Mise au point et optimi-  
sation des procédés,  
Examen de procédés  
technologiques et  
chimiques  
avec les sections:  
Laboratoires et stations  
expérimentales,  
Brevets,  
Bibliothèque.

### Division Calculs et Méthodes

Elaboration des bases  
de calcul techniques  
et des programmes  
de données.  
Elaboration des  
directives et des  
méthodes pour  
l'organisation rationnelle  
du travail,  
Stages de formation  
techniques  
avec les sections:  
Principes techniques,  
Organisation du travail/  
Normes,  
Traitement de données,  
Sécurité.

### Division Ordonnancement

Coordination et  
direction de l'exécution  
des commandes,  
avec les sections:  
Gestion du projet,  
Exécution commerciale  
des contrats.

### Division Ventes

Etudes des marchés,  
Marketing,  
Ventes,  
Conclusion des contrats  
de fournitures et de  
prestations de service,  
Publicité.

### Division juridique, Contrats

Licences et  
collaboration,  
Consultation juridique,  
affaires juridiques,  
Coordination des  
activités des filiales,  
Problèmes commerciaux,  
Organisation du travail

### Division Achats

Approvisionnement des  
équipements, matériaux  
et prestations de service.

### Division Comptabilité

Comptabilité financière,  
Calcul des frais,  
Impôts,  
Prévisions pour le bilan  
et le compte de résultat.

### Division financière

Programme financière et  
disposition,  
Financement des  
commandes.

### Division Personnel

Affaires de personnel et  
services sociaux,  
Prestations internes.





Krupp Koppers hat Großanlagen in allen Erdteilen, in Ländern unterschiedlicher Wirtschaftsordnungen und unter verschiedensten wirtschaftlichen Bedingungen gebaut und sich dabei in der Koordinierung von Projekten und in der Federführung von Konsortien qualifiziert.

Eigenständige Tochtergesellschaften in Frankreich, Spanien, Japan und USA und ein dichtes Netz von Vertretungen ermöglichen der Krupp Koppers GmbH weltweite Aktivitäten und sichern den Kunden engen Kontakt zum Essener Stammhaus.

Die Tochtergesellschaften im Ausland sind als Ingenieurunternehmen auf den Arbeitsgebieten der Muttergesellschaft tätig.

**Koppers France S.A., Forbach,  
Koppers Española S.A., Madrid,  
Nippon Koppers Yugen Kaisha, Tokio,  
Krupp Wilputte Corporation,  
Murray Hill, New Jersey.**

Krupp Koppers has built large-scale plants in all continents, in countries with different economic systems and under the most varied economic conditions, thereby qualifying the company for the coordination of projects and for the central handling of consortia.

Independent subsidiaries in France, Spain, Japan and the USA and a tight network of agencies enable Krupp Koppers GmbH to carry out its activities worldwide, and to ensure, for the customer's benefit, close contact with the company headquarters in Essen.

These are the foreign subsidiaries active as engineering corporations in the various fields of operation of the parent company.

**Koppers France S.A., Forbach,  
Koppers Española S.A., Madrid,  
Nippon Koppers Yugen Kaisha, Tokio,  
Krupp Wilputte Corporation,  
Murray Hill, New Jersey.**

La société Krupp Koppers a monté des installations industrielles sur les cinq continents, dans des pays à économie libérale et à économie dirigée, dans les contextes économiques les plus divers. Elle y a prouvé ses aptitudes à coordonner les projets et à diriger des consortiums.

La société Krupp Koppers GmbH travaille à l'échelon mondial, par le biais de ses filiales indépendantes basées en France, en Espagne, au Japon et aux Etats-Unis, complétées par un réseau dense d'agences. Grâce à elles, le client reste en contact étroit avec la maison-mère en Allemagne.

Les filiales étrangères, également bureaux d'études d'ingénierie, travaillent dans des domaines identiques à ceux de la maison-mère.

**Koppers France S.A., Forbach,  
Koppers Española S.A., Madrid,  
Nippon Koppers Yugen Kaisha, Tokio,  
Krupp Wilputte Corporation,  
Murray Hill, New Jersey.**

Krupp Koppers GmbH  
Postfach 10 22 51  
D-4300 Essen 1  
☎ (02 01) 22 08-1  
Telex: 8 57 817  
✉ kruppkoppers

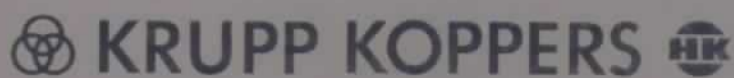
Koppers France S. A.  
Bureau d'Etudes  
19, Rue des Maraichers  
F-57602 Forbach/Moselle  
☎ (8) 785 21 73  
Telex: koppers forba 860 378 f

Koppers France S. A.  
30, Boulevard Bellerive  
F-92504 Rueil Malmaison

Koppers Española S. A.  
Plaza Manuel Gómez Moreno, s/n  
Edificio Bronce - 6ª Planta  
E-Madrid-20  
☎ 4 56 12 58  
Telex: 44 305 kibm e

Nippon Koppers  
Yugen Kaisha  
Central POB 1019  
J-Tokio  
☎ 582 3615/8  
Telex: j-24 605

Krupp Wilputte Corporation  
152 Floral Avenue  
Murray Hill, New Jersey 07974  
☎ 201-464-5900  
Telex: 13-8847



Anlagenbau für  
die Welt von morgen

Plant Construction  
for the world of tomorrow

Construction  
d'installations industrielles  
pour le monde de demain