

30105

P A R T E II

ANTEPROYECTO PRELIMINAR

O

H. 2226

T 26

I INF FIN DEF
II

INTRODUCCION

Con la presente entrega se inicia la elaboración del Anteproyecto preliminar, es decir, la determinación de una alternativa factible para la producción de ácido sulfúrico - cemento a partir de yeso en la provincia del Neuquén.

La misma comprende dos capítulos.

El Capítulo I se refiere al análisis efectuado para determinar la capacidad que, a priori, resulta más adecuada para la planta.

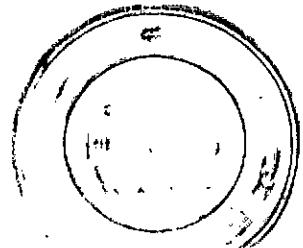
En el Capítulo II se consignan los items 1 y 2 de la Etapa II propuesta en el Plan de Trabajos, con lo cual se comienzan a definir las variables del Anteproyecto que se está elaborando.

PARTE II

CAPITULO I

DETERMINACION DE LA

CAPACIDAD DE LA PLANTA



CAPITULO II- DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta estará condicionada fundamentalmente por los siguientes factores: Disponibilidad de materia prima, variables tecnológicas y magnitud del mercado de ambos productos.

De acuerdo a la información tecnológica disponible, el rango de capacidades de plantas ofrecidas actualmente por las empresas específicas es bastante amplio, y tiene como límite inferior 300 ton/día (correspondiente a la capacidad mínima del horno), pudiendo alcanzar capacidades superiores a las 1.500 ton/día.

Desde el punto de vista de la disponibilidad de materia prima, tampoco existirían restricciones al tamaño de la planta, ya que las reservas actualmente cubicadas superan el volumen de 4.000 millones de toneladas⁽¹⁾, con una ley de 92 - 98% y, por lo tanto, suponiendo un consumo anual de 600/- 700.000 ton/a (el consumo específico de yeso para la producción de 1 tonelada de SO_4H_2 - cemento es de 1,72 ton/ton), superaría los 6.000 años de disponibilidad.

De tal modo se puede decir que el factor definitorio del tamaño de la planta será la magnitud del mercado a abastecer.

I-1 Mercado del Cemento Portland1.1. Balance del Mercado Nacional

Para hacer el balance oferta - demanda (Cuadro N° II-I) a nivel nacional se tuvieron en cuenta los resultados obtenidos en las proyecciones de la de-

(1) Evaluación de los yacimientos de yeso y sal de la Provincia del Neuquén, Convenio Universidd Nacional del Sur - Provincia del Neuquén.

manda hechas en el Capítulo I (I Informe Parcial). Cabe recordar que se utilizaron distintos procedimientos para hacer dicha proyección: correlación / con el PBI a costo de factores, tasa de crecimiento y la tendencia histórica, tanto de ajuste lineal como logarítmico.

A su vez, se manejaron dos alternativas: una aplicando las ecuaciones analíticas de correlación a partir de los valores de 1982; y otra a partir / de 1980, eliminando así los dos últimos años que fueron altamente recesivos.

En base a los resultados obtenidos, surgieron tres hipótesis (mínima, / media y máxima); a los fines del balance se adoptó una de cada una de ellas, salvo en el caso de la hipótesis máxima, en que se utilizaron las dos posibilidades debido a la diferencia que existe entre ambas.

Mientras tanto, en la oferta proyectada aparecen una ampliación y tres plantas en construcción; ellas son:

- la planta perteneciente a la empresa JUAN MINETTI S.A., ubicada en Puesto Viejo, provincia de Jujuy, con una capacidad de 720.000 ton/a, previendo-
se su puesta en marcha para este año;
- la planta propiedad de CEMENTOS NOA, ubicada en Río Juramento y Ruta 34,
en la provincia de Salta, con una capacidad de 625.000 ton/a; y si bien /
no se poseen datos precisos de su puesta en operación, se cree que ello ocurrirá a fines de 1983 ó principios de 1984;
- la de Chubut, en Comodoro Rivadavia, de PETROQUIMICA COMODORO RIVADAVIA -
S.A., poseerá una capacidad de 400.000 ton/a, habiéndose construido ya, /
en una primera etapa, la molienda y embolsado, no estando definida aún la
fecha de su finalización, aunque se estima como fecha factible la de 1985;

- la ampliación que hemos mencionado, corresponde a la que está construyendo en la planta de Zapala, Pcia. del Neuquén, la empresa LOMA NEGRA CIASA , cuya puesta en marcha se prevé para fines de este año o principios de / 1984.

Existen, además, proyectos de 5 fábricas en distinto grado de avance / que suman 2.110.000 ton/a y cuya concreción se prevee para antes de 1990; ellos son:

- proyecto de la planta de Pico Truncado, Pto. Deseado, en la Provincia de Santa Cruz, de la empresa CEMENTERA SANTA CRUZ S.A.;
- proyecto de la planta de Cienaguitas, Provincia de San Juan, perteneciente a CEMENTERA SAN JUAN;
- proyecto de planta en Guandacol, Provincia de La Rioja, de la empresa NOROESTE S.A.;
- proyecto de planta en Lumbres, Provincia de Salta, perteneciente a un / grupo alemán;
- proyecto de la planta El Volcan, en la Provincia de Jujuy, de la CORPORACION CEMENTERA ARGENTINA S.A.

Q

1.2. MERCADO LOCAL . BALANCE OFERTA/DEMANDA

Si analizamos el consumo histórico de cemento en la región, observamos un crecimiento desordenado con aumentos bruscos en años pico, tales como / 1971 y 1980, atribuibles a incrementos en la demanda en la Provincia del / Neuquén, dado que en las otras provincias no se observan grandes variaciones. Esos aumentos en la Provincia del Neuquén se deben fundamentalmente a la construcción de las grandes obras hidroeléctricas que desde el año 1970 a la fecha se han venido realizando y que significaron el 6,4% del consumo total de la región y el 29,1% del correspondiente a la Provincia del Neuquén.

A fin de determinar los niveles de crecimiento que presentó la demanda (excluidas esas obras hidroeléctricas) se analizaron los distintos períodos de la serie de consumo 1968/1982 (Cuadro N° II-2), observándose dos períodos bien diferenciables:

- período 1968/73 = tasa de crecimiento anual 20%
- período 1974/82 = tasa de crecimiento anual 2,7%

Las conclusiones expuestas en el Cuadro N° II-3 permiten corroborar la validez de esas tasas ya que los años en que se observan desviaciones considerables coinciden justamente con los años en que se llevó a cabo la construcción de las tres presas hidroeléctricas:

- Chocón - Cerros Colorados = 1970/71
- Planicie Banderita = 1976
- Arroyito = 1980

Adaptándose esas tasas (20% y 2,7%), una como hipótesis de máxima y otra como hipótesis de mínima, se alcanzaría una proyección del consumo de 1.159.230 ton. y 333.644, respectivamente, para 1990 (Cuadro N° II-4).

Por otra parte, si consideramos las obras que están aún en la etapa de anteproyecto o licitación, como Piedra del Aguila, estos valores se verían aumentados considerablemente.

Cabe mencionar que de las futuras obras, Piedra del Aguila sería la única que hasta el momento tendría presa de hormigón, lo que equivale, solamente para la construcción de la presa, a 2.216.000 m³ de hormigón que significan 775.600 ton. de cemento, además de los 487.000 m³ de hormigón necesarios para la construcción del aliviadero, obras de desvío y central hidroeléctrica.

En las otras obras programadas no existe todavía definición sobre si la presa será de hormigón o tierra pero, a diferencia de Piedra del Aguila, todas presentan -de acuerdo a sus características- la posibilidad de ser de / tierra, lo que hace presuponer que, por razones de costo, se optará por esta alternativa; de cualquier forma, pese a no significar una demanda de cemento de la envergadura de Piedra del Aguila, los valores oscilan entre - / 500.000 y 200.000 m³ de hormigón, o sea 175.000 ton. y 70.000 ton. de cemento necesarios para la construcción del aliviadero, obras de desvío y central hidroeléctrica.

En el Cuadro N° II-5 se detalla el cronograma de ejecución y el volúmen de hormigón armado estimado en las obras programadas.

CUADRO N° II-1

BALANCE OFERTA/DEMANDA = MERCADO NACIONAL CEMENTO PORTLAND

AÑOS	CAPACIDAD INSTALADA (TN)	DEMANDA PROYECTADA (TN)				DIFERENCIA (TN)			
		Hip.Mínima PBI 2%	Hip.Média PBI 5%	Hip.Máxima y=1uc(1982)	Hip.Máxima y=1uc(1980)	Hip.Mínima	Hip.Média	Hip.Máxima	Hip.Máxima (1980)
1982	10.264.000	6.374.509	6.622.694	5.553.839	8.797.692	3.889.491	3.641.306	4.710.161	1.466.308
1983	11.609.000	6.543.275	7.057.019	6.137.941	9.820.670	5.065.725	4.551.981	5.471.059	1.788.330
1984	11.809.000	6.715.416	7.513.059	6.783.474	10.745.526	5.093.583	4.295.941	5.025.526	1.063.474
1985	12.219.000	6.891.001	7.991.902	7.496.899	11.875.642	5.327.999	4.227.098	4.722.101	343.358
1986	12.219.000	7.079.096	8.494.687	8.121.293	13.124.625	5.139.904	3.724.313	4.097.707	- 905.615
1987	12.219.000	7.252.774	9.022.610	8.975.417	14.360.616	4.966.226	3.196.390	3.243.583	- 2141.616
1988	12.219.000	7.439.106	9.576.431	9.919.370	15.556.669	4.779.894	2.642.069	2.299.630	- 3337.669
1989	12.219.000	7.629.164	10.158.967	10.853.520	17.192.700	4.589.836	2.060.033	1.365.480	- 4973.700
1990	14.329.000	7.823.023	10.770.105	11.994.995	17.894.429	6.605.977	3.558.895	2.334.005	- 3565.429

CUADRO N° II-2

CONSUMO HISTORICO LOCAL DE CEMENTO (ton/a)

II-8...//

AÑOS	LA PAMPA	RIO NEGRO	NEUQUEN	TOTAL
1968	23.000	50.000	20.500	93.500
1969	25.000	49.000	49.000	123.000
1970	35.000	67.500	124.000	226.500
1971	31.000	70.000	168.000	269.000
1972	28.000	85.000	99.000	212.000
1973	31.000	101.000	103.000	235.000
1974	35.000	82.000	100.000	217.000
1975	36.000	93.200	102.000	231.200
1976	37.500	100.000	117.000	254.000
1977	42.000	107.000	92.000	241.000
1978	37.000	106.000	100.000	243.000
1979	40.000	113.500	88.400	241.900
1980	46.200	103.700	149.200	299.100
1981	37.300	100.000	151.000	288.300
1982	36.000	86.100	147.500	269.600

FUENTE: Estudio Sectorial del BANADE (1979)
 Asociación Fabricantes de Cemento Portland

CUADRO N° II-3

Confrontación de la serie real de consumo (1968/82) con la correspondiente a las siguientes tasas de crecimiento: 20% (periodo 1968/73) y 2,7% (1974/82)

AÑOS	VALOR REAL (TN)	VALOR PREDICHO (TN)	DIFERENCIA (TN)
1968	93.500	93.500	---
1969	123.000	112.480	10.520
1970	226.500	135.314	91.186
1971	269.000	162.782	106.218
1972	212.000	195.827	16.173
1973	235.000	235.000	---
1974	217.000	217.000	---
1975	231.200	222.859	8.341
1976	254.500	228.876	25.624
1977	241.000	235.055	5.945
1978	243.000	241.402	1.598
1979	241.900	247.920	- 6.020
1980	299.100	254.614	44.486
1981	288.300	261.488	26.812
1982	269.600	269.600	---
			330.883

FUENTE: ELABORACION PROPIA

CUADRO N° 11-4
BALANCE OFERTA/DEMANDA. MERCADO LOCAL DE CEMENTO PORTLAND
(Hipótesis de crecimiento 20% y 2,7%)

AÑOS	CAP. INSTALADA (TN)	DEMANDA PROYECTADA		DIFERENCIA		DEMANDA Hip.Media	DEFICIT
		Hip.Máxima(20%)	HipMínima(2,7%)	Hip.Máxima	Hip.Mínima		
1982	170.000	269.600	99.600	- 99.600	-	269.600	
1983	380.000	323.520	276.879	56.480	103.121	295.000	+ 85.000
1984	380.000	388.224	284.354	- 8.224	95.646	320.000	+ 60.000
1985	380.000	465.868	292.032	- 85.868	87.968	350.000	+ 30.000
1986	380.000	559.042	299.917	- 179.042	80.083	380.000	---
1987	380.000	670.851	308.015	- 290.851	71.985	415.000	- 35.000
1988	380.000	805.021	316.331	- 425.021	63.669	450.000	- 70.000
1989	380.000	966.025	324.872	- 586.025	55.128	490.000	- 110.000
1990	380.000	1.159.230	333.644	- 779.230	46.356	540.000	160.000

FUENTE: Elaboración propia.

CRONOGRAMA DE EJECUCION DE OBRAS EN LA PROVINCIA DEL NEUQUEN

CUADRO N° II-5

APROVECHAMIENTO HIDROELECTRICO	VOL.HORMIGON (m3)	CANT. CEMENTO (TN)	AÑO DE PUESTA EN SERVICIO
PIEDRA DEL AGUILA	Presa: 2.216.600 Aliviadero: 200.000 Obras de desvío: Central Hidroeléctrica: 187.000	775.600 70.000 100.000 35.000 65.450	1.990 (inicio de las obras: 1984)
PICHI PICON LEUFU	Aliviadero: Central Hidroeléctrica: 280.000	180.000 63.000 98.000	1.992
MICHIHUAO	Aliviadero: Central Hidroeléctrica: 300.000	128.000 44.800 105.000	1.985
COLLON CURA	Aliviadero: Central Hidroeléctrica	66.300 154.000	23.100 53.900
ALICURA	Aliviadero: Central Hidroeléctrica	142.000 84.000	49.700 29.400
EL CHIHUIDO	Aliviadero: Central Hidroeléctrica:	366.500 162.100	128.200 56.700

FUENTE: Plan Nacional Hidronor

1.3. CONCLUSIONES SOBRE EL MERCADO DE CEMENTO PORTLAND

De lo expuesto anteriormente se puede concluir que el Mercado regional de cemento, si bien amortiguada por la ejecución de obras hidroeléctricas, ha sufrido una gran contracción de demanda en la última década, lo cual es lógico, dadas las condiciones sociopolíticas generales del país.

De allí que si bien proyectar el consumo, con la hipótesis mínima de crecimiento de 2,7% resulta interesante como nivel límite inferior, una tasa tan pesimista no resultaría la más adecuada de adoptar dadas las expectativas de la presente década para una región del país con condiciones óptimas para continuar un crecimiento sostenido.

La hipótesis máxima (20%) por su parte, si bien es posible, puede resultar demasiado optimista para la realidad.

Es por ello que una tasa de crecimiento intermedia (9%) podría considerarse válida para el crecimiento del sector en la región (Cuadro N° I-6).

Si la misma se cumpliera, hacia 1990 existiría un déficit local de - - 160.000 ton/a (aproximadamente 500 ton/d) sin contar el volumen extra que consumiría la construcción de obras hidroeléctricas importantes.

CUADRO N° I-6Proyección del consumo local con Hipótesis media de crecimiento (9%)Balance Oferta/Demanda

AÑOS	CAP. INSTALADA	DEMANDA PROYECTADA	DIFERENCIA
1982	170.000	269.600	- 99.600
1983	380.000	295.000	+ 85.000
1984	380.000	320.000	+ 60.000
1985	380.000	350.000	+ 30.000
1986	380.000	380.000	---
1987	380.000	415.000	- 35.000
1988	380.000	450.000	- 70.000
1989	380.000	490.000	- 110.000
1990	380.000	540.000	- 160.000

FUENTE: Elaboración propia.

I-2 MERCADO DE ACIDO SULFURICO

2.1. BALANCE DEL MERCADO NACIONAL

Los cuadros N° II-7 y II-8 se han confeccionado en base a la proyección elaborada en el Capítulo II del I Informe Parcial.

AÑOS	CAPACIDAD INSTALADA	DIFERENCIA			CAPACIDAD INSTALADA	DIFERENCIA			CAPACIDAD INSTALADA	DIFERENCIA		
		Total más Pachón y Bajo La Lumbra	Hipótesis Mínima	Hipótesis Media		Fuentes Distintas Azufre	Hipótesis Mínima	Hipótesis Media		Hipótesis Mínima	Hipótesis Media	Hipótesis Máxima
1982	410.000 (1)	180.000	180.000	180.000		108.000	108.000	122.000	-122.000	-122.000	-122.000	-122.000
1983	410.000	175.000	166.000	160.000		108.000	108.000	127.000	-136.000	-136.000	-142.000	-142.000
1984	-410.000	170.000	150.000	137.000		108.000	108.000	132.000	-152.000	-152.000	-165.000	-165.000
1985	410.000	165.000	136.000	112.000		108.000	108.000	137.000	-166.000	-166.000	-190.000	-190.000
1986	410.000	160.000	120.000	85.000		108.000	108.000	142.000	-182.000	-182.000	-217.000	-217.000
1987	410.000	155.000	102.000	56.000		108.000	108.000	147.000	-200.000	-200.000	-246.000	-246.000
1988	760.000	500.000	434.000	374.000		108.000	108.000	152.000	-218.000	-218.000	-278.000	-278.000
1989	760.000	495.000	414.000	340.000		108.000	108.000	157.000	-238.000	-238.000	-312.000	-312.000
1990	980.000	710.000	614.000	522.000		108.000	108.000	162.000	-258.000	-258.000	-350.000	-350.000

(1) Se supone entrada en producción Pachon : 1988 y Bajo La Alumbrera: 1990.

ACIDO SULFURICO. MERCADO NACIONAL. BALANCE OFERTA/DEMANDA

II-16...//

AÑOS	DEMANDA (TON/A)		CAPACIDAD (TON/A)		DIFERENCIA (TON/A)	
	Hipótesis Mínima (2%)	Hipótesis Media (6%)	INSTALADA TOTAL	Hipótesis Mínima (2%)	Hipótesis Media (6%)	Hipótesis Máxima (9%)
1982	230.000	230.000	230.000	410.000	180.000	180.000
1983	235.000	244.000	250.000	410.000	175.000	160.000
1984	240.000	260.000	273.000	410.000	170.000	150.000
1985	245.000	274.000	298.000	410.000	165.000	137.000
1986	250.000	290.000	325.000	410.000	160.000	112.000
1987	255.000	308.000	354.000	410.000	155.000	120.000
1988	260.000	326.000	386.000	410.000	150.000	85.000
1989	265.000	346.000	420.000	410.000	145.000	56.000
1990	270.000	366.000	458.000	410.000	140.000	-10.000
					44.000	-48.000

FUENTE: Elaboración propia.

2.2. BALANCE DEL MERCADO LOCAL

El mercado local de ácido sulfúrico es sumamente reducido, comprendiendo únicamente los consumos de la Comisión Nacional de Energía Atómica y de la industria tartárica.

De acuerdo a la información recabada y al estudio de mercado correspondiente, la proyección de ese mercado hacia 1990 sería de unas 140 ton/día, pudiendo alcanzar hasta 390 ton/día en el caso en que se cumplieran los siguientes presupuestos:

- cumplimiento por parte de la CNEA del contrato suscripto en su momento / con la Provincia de Mendoza.
- Puesta en marcha del proyecto de fertilizantes fosforados de HIPASAM.

CUADRO N° II-9

ACIDO SULFURICO. CONSUMO LOCAL P/1990

Consumidor	Hipótesis Mínima Ton/día	Hipótesis Máxima Ton/día
- CNEA	120	220
- Industria tartárica	20	20
- HIPASAM	---	100/150
T O T A L	140	340/390

2.3. CONCLUSIONES SOBRE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA

Las conclusiones sobre el mercado de ácido sulfúrico no resultan en gran manera auspiciosas, ya que las proyecciones de oferta/demanda para hipótesis de crecimiento lógicas demuestran un balance altamente positivo, aún hacia 1990.

Es por ello que la única alternativa que se presenta como probable es la de dimensionar la planta de acuerdo a las posibilidades del mercado local de cemento portland y asumir para el ácido sulfúrico la sustitución de los actuales o potenciales abastecedores de un segmento del mercado, lo cual logicamente, sólo será posible en el caso en que los costos de producción así lo permitan.

El segmento de mercado que se presenta más accesible es el local de 140 ton/día en 1990 (con posibilidades a 340/390 ton/día), por tener como competencia sólo a la planta de CNEA en Malargüe, de 9.000 ton/año. Esto, por supuesto, en el caso de no concretarse los proyectos de El Pachón o el de Bajo La Alumbrera.

De los mercados extraregionales, en el país, el único que presentará posibilidades, es el abastecido actualmente con ácido sulfúrico producido a partir de azufre; esto, debido al importante cargo que significa ese insumo en los costos.

Las empresas que utilizan azufre son:

Capacidad (ton/a)

Duperial	125.000
Cía. Química	72.000
D.G. Fabricaciones Militares	75.000
CONEA	9.000
OSN	21.000

302.000 ton/a (aproximadamente 1.000 ton/d)

En consecuencia, si se asume una producción de la planta que permita su plir el déficit de 160.000 ton/año, (unas 500 ton/día), de la hipótesis media analizada para el mercado local de cemento, se deberían colocar, siempre y cuando el precio lo permita: 140 ton/día en el mercado local de ácido sulfúrico y 360 ton/día en el mercado extraregional de dicho ácido, actualmente abastecido por productores a partir de azufre, los que serán excluidos en un 60% aproximadamente de su capacidad de producción.

PARTE II

CAPITULO II

BIENES A PRODUCIR

CAPITULO II. ANTEPROYECTO PRELIMINAR

II-1 BIENES A PRODUCIR

- Denominación: - Acido sulfúrico
- Cemento portland

- Especificaciones:

Acido sulfúrico: Acido sulfúrico 98%

Contenido SO₂ : 0,01% máximo

Cemento portland: Se ajustará a las Normas IRAM 1503 para Cemento Portland Normal, previéndose preparación de cementos portland especiales de acuerdo a las exigencias del mercado.

- Programa de producción y ventas

Acido sulfúrico: 500 ton/día de ácido 100% (165.000 ton/a)

Cemento portland: 500 ton/día

Dado que la operación de estas plantas en capacidades menores de la de diseño lleva involucradas importantes problemas aconómicos, se supone que, una vez cumplido el período de puesta a punto, la planta comenzará a funcionar a capacidad plena.

El problema de ventas de ácido sulfúrico irá paralelo al correspondiente a los volúmenes de producción, manteniéndose solamente un stock mínimo de 2.500 ton/mes.

El stock correspondiente al cemento portland equivaldrá a un 50% de la producción mensual del producto: 15.000 ton/mes.

Requisitos físicos	Rubro	Mínimo	Máximo	Método de ensayo
FINURA	Material retenido sobre el tamiz-IRAM 74 (N° 200)	-	15%	IRAM 1621
	Superficie específica	Promedio 2.500 cm ² /g individual 2.250 cm ² /g	-	IRAM 1623
Constancia de volumen	Ensayo de expansión en autoclave	-	1,3%	IRAM 1620
Tiempo de fraguado	Inicial	45 min.	10 hs.	IRAM 1619
Resistencia a la flexión	A los 7 días A los 28 días	35 K/cm ² 35 K/cm ²	-	IRAM 1622
Resistencia a la compresión	A los 7 días A los 28 días	170 K/cm ² 30 K/cm ²	-	
En todos los casos los valores de resistencia obtenidos a los 28 días deberán ser mayores que los valores obtenidos a los 7 días.				
Requisitos químicos	Mínimo	Máximo	Método de ensayo	
Residuo insoluble	---	1%	IRAM 1504	
Anhídrido sulfúrico	---	2,5%	IRAM 1504	
Oxido de magnesio	---	5%	IRAM 1504	
Pérdida de calcinación	---	3%	IRAM 1504	

FUENTE: Instituto Argentino de Racionalización de Materiales

II-2 MERCADOS PREVISTOS

2.1. ACIDO SULFURICO

2.1.1. Mercado Interno

a) Zonas o regiones a abastecer

El ácido sulfúrico producido cubrirá el consumo local de 140 ton/día (o el que resulte del crecimiento en la próxima década).

Ese consumo local incluye los consumidores puntuales: CONEA, Industria tartárica e HIPASAM (si se implementa el proyecto de fertilizantes).

El resto de la producción, 360 ton/día, deberá trasladarse a la zona / litoral (Buenos Aires, especialmente).

b) Medios de transporte

Para trasladar el ácido se utilizará el medio más usual: camiones-tanque, ya que la experiencia, en general, recogida por los principales productores con el servicio de transporte en ferrocarril así lo aconseja.

Si bien la capacidad actual del parque automotor para el transporte de este producto (6.000/8.000 ton/mes) no sería suficiente para cubrir las / 360 ton/día a trasladar, no existirían mayores inconvenientes por parte de los transportistas de plaza para equiparse adecuadamente, siempre y cuando, por supuesto, se firmara un contrato a tal efecto.

No se elimina, de todos modos, en el caso en que el servicio ferroviario fuera presentando mayores ventajas, el analizar la posibilidad de utilizarlo.

El precio actual de camiones-tanque es de aproximadamente 0,29 \$a/Km. ton, modificándose de acuerdo al trato específico realizado entre la empresa y el transportista.

c) Consumo actual proyectado

- Consumo actual del Mercado Nacional = 230.000 ton/a
- Consumo actual del Mercado local = 30.000 ton/a
- Proyección de consumo Mercado Nacional (1990):
 - . Hipótesis mínima = 260.000 ton/a
 - . Hipótesis media = 360.000 ton/a
 - . Hipótesis máxima = 470.000 ton/a (adicionando consumos potenciales se pueden alcanzar las 620/640 ton/a)

- Proyección de consumo en el Mercado local (1990):

- . Hipótesis mínima = 140.000 ton/a
- . Hipótesis máxima + 340/390 ton/a

d) Participación esperada en el abastecimiento del mercado

- Mercado local = 100%
- Mercado Nacional = 46% del mercado nacional proyectado a 1990 bajo las hipótesis medias de crecimiento.

De esta manera se substituirá el abastecimiento del 65% del ácido procedente de las plantas productoras a partir de azufre, a las cuales sólo les restaría un 24% del mercado global. Las plantas productoras como Sulfoñal-y

Cooperativa Zarate continuarán cubriendo un 30% de ese mercado global.

e) Precio del bien

El precio actual del producto (junio de 1983) es de aproximadamente / 1.000 \$a/ton, puesto en fábrica.

f) Precio del producto importado

No habiéndose producido prácticamente importaciones de ácido de especificaciones normales, no existen datos acerca de un precio de importación, el cual a su vez dependerá del país de procedencia y de las condiciones / de compra-venta que empresariamente se establecieran.

g) Precio que resultará del proyecto

No habiéndose aún realizado el análisis económico del Anteproyecto no se ha podido definir cuál política conviene adoptar en las cargas de costos que se aplicarán a cada producto. Esta política dependerá fundamentalmente de las condiciones de competencia impuestas por el mercado de ambos productos y posiblemente uno de ellos deba "subsidiar" el costo del otro / producto.

De todos modos, se parte de las siguientes restricciones:

- 1) El valor máximo que puede alcanzar el ácido para poder ser vendido en el mercado del Litoral es el correspondiente a los precios vigentes en ese mercado.
- 2) El precio mínimo será aquel que permita cubrir por lo menos el costo de producción asignado al ácido, de acuerdo a la política adoptada a tal efecto, más el transporte hasta el centro de consumo.

2.2. CEMENTO PORTLAND

2.2.1. Mercado Interno

a) Zonas a abastecer

El cemento producido será destinado al mercado local, ya que las 165.000 ton/a son aproximadamente iguales al déficit del abastecimiento al consumo estimado para 1990.

Salvo en el caso en que exista una retracción del mercado, o causas excepcionales, se ubicará el producto en el mercado extraregional.

b) Medios de transporte a utilizar

El medio de transporte a utilizar es el ferrocarril desde la estación Zapala; las posibilidades que este medio presenta son: transporte a granel en tolvas cementeras de 40 a 45 ton. de capacidad, o en bolsas, en vagones 21 ton. o de 45 ton. de capacidad; el precio del transporte, pese a no estar tabulado estaría dentro de los siguientes valores:

CUADRO N° II-11

Cemento. Precios estimados de transporte

		Distancia (Km)	Precio \$a x ton.
Zapala	Sola (Buenos Aires)	1.195	bolsas 153,75 granel 169,95
	Córdoba	1.508	bolsas 199,88 granel 220,91
	Rosario	1.368	bolsas 170,30 granel 188,32

FUENTE: Ferrocarril Roca.

2.1.2. Mercados Externos

No se prevé el acceso a mercados externos, salvo que las condiciones en dichos mercados, cuando el proyecto se implemente, se presenten especialmente favorables, o que se trate de exportaciones puntuales y esporádicas, producto de acuerdos interempresarios.

En el caso de distancias cortas o que no tengan una estación de ferrocarril cercana se utilizarán camiones cuyos valores de flete son:

CUADRO N° II-12

Cemento. Precios de fletes (camiones) p/cortas distancias

Bolsas

110 \$a/ton. por 700 Km.
Sistema por camión día
450 \$a 4 viajes de 10 Km.
con 10 ton/viaje

Granel

Olavarría-Bs.As. 100 \$a/ton.

FUENTE: Transportes Colombo.

c) Consumo actual y proyectado

- Mercado Nacional

- . Consumo actual (1982) = 5.586.000 ton.
- . Consumo proyectado (1990):
 - . Hipótesis mínima: 7.800.000 ton.
 - . Hipótesis media: 10.800.000 ton.
 - . Hipótesis máxima: 12.000.000 ton.

- Mercado local

- . Consumo actual (1982) = 269.600 ton.
- . Consumo proyectado (1990)
 - . Hipótesis mínima: 333.644 ton.
 - . Hipótesis media: 540.000 ton.
 - . Hipótesis máxima: 1.159.230 ton.

CUADRO II-13

PRECIOS DE VENTA DEL CEMENTO PORTLAND NACIONAL

(Puesto e/camión o vagon en fabrica)

EMPRESAS Y MARCAS COMERCIALES	UBICACION DE LAS FABRICAS	FECHA DE VIGENCIA	P R E C I O S (1)	
			TONELADA A CRANEL	BOLSA PAPEL (3 pliegos)
<u>LOMA NEGRA</u> C.I.A.S.A.	Desvío LOMA NEGRA Pcia. Buenos Aires	desde el: 24/5/83	\$ 3.387.500,-	\$ 200.300,-
	BARKER Pcia. Buenos Aires	desde el: 24/5/83	\$ 3.387.500,-	\$ 200.300,-
	CATAMARCA Pcia. Catamarca	desde el: 24/5/83	\$ 3.060.900,-	\$ 174.900,-
	FRIAS Pcia. Sgo.del Estero	desde el: 24/5/83	\$ 3.060.900,-	\$ 174.900,-
	SAN JUAN Pcia. San Juan	desde el: 24/5/83	\$ 3.289.700,-	\$ 186.500,-
	ZAPALA Pcia. de Neuquén	desde el: 24/5/83	\$ 3.480.700,-	\$ 204.000,-
<u>CORPORACION CEMENTERA ARGENTINA S.A.</u>	YOCJNA Pcia. Córdoba	desde el: 26/5/83	\$ 3.892.000,-	\$ 221.810,-
	CAPDEVILLE Pcia. Mendoza	desde el: 26/5/83	\$ 3.892.000,-	\$ 221.810,-
	PIPINAS Pcia. Buenos Aires	desde el: 26/5/83	\$ 3.892.000,-	\$ 221.810,-
<u>JUAN MINETTI S.A.</u> <u>"HERCULES"</u>	PUESTO VIEJO Pcia. Jujuy	desde el: 16/5/83	\$ 3.577.415,-	\$ 190.750,-
	MALAGUEÑO Pcia. Córdoba	desde el: 16/5/83	\$ 3.577.415,-	\$ 190.750,-
	PANQUEUA Pcia. Mendoza	desde el: 18/5/83	\$ 3.577.415,-	\$ 190.750,-
	CAMPO SANTO Pcia. Salta	desde el: 16/5/83	\$ 3.577.415,-	\$ 190.750,-
	DUMESNIL Pcia. Córdoba	desde el: 16/5/83	\$ 3.577.415,-	\$ 190.750,-
	<u>CIA. ARGENTINA DE CEMENTO PORTLAND SA</u> <u>"SAN MARTIN"</u>	SIERRAS BAYAS Pcia. Buenos Aires	desde el: 1°/6/83	\$a 392,00 \$a 22,35
<u>CALERA AVELLANEDA S.A.</u> <u>"AVELLANEDA"</u>	PARANA Pcia. Entre Ríos	desde el: 1°/6/83	\$a 382,43 \$a 21,19	
	VILLA CARLOS DON BERNARD Pcia. Buenos Aires	desde el: 18/5/83	\$ 3.994.340,-	\$ 225.800,-
<u>PETROQUIMICA COMODORO RIVADAVIA SA.</u> <u>"COMODORO"</u>	DON BOSCO, CMDRO. RIVADAVIA Pcia. Chubut	desde el: 30/5/83	\$a 383,83	\$a 20,84
<u>SANDRIN HNOS. SA</u> <u>"EL GIGANTE"</u>	LA CALERA Pcia. San Luis	desde el: 23/5/83	\$ 3.742.000,-	\$ 211.200,-

(1) A estos precios debe adicionarse el I.V.A. de acuerdo al D. N° 22.294/80.-

NOTA: Las bolsas de papel contienen 50 kilogramos de material.-

d) Participación esperada en abastecimiento del Mercado

Considerando, para el mercado nacional, la hipótesis media de la proyección, o sea una demanda de 10.800.000 ton., la participación a nivel nacional será del 1,5% del mercado.

A nivel regional, y considerando la hipótesis media, o sea una tasa de crecimiento del 9% anual, las 165.000 ton/a que producirá la planta representarán un 30% del mercado local proyectado.

e) Precios de los bienes en el mercado nacional

Ver Cuadro N° II-13

f) Precio actual de los productos importados

Al no existir importación de cemento, no se cuenta con precios del producto importado.

g) Precio que resultará del Proyecto

Ver el Cuadro II-14, siguiente:

CUADRO N° II-14

Cemento. Precio de venta sin IVA, al 30/5/83

Puesto s/camión o vagón en fábrica

Tonelada a granel	\$a 350.-
Bolsa papel (3 pliegos)	\$a 20,4.-

PARTE II

CAPITULO III

ESTUDIO TECNICO

3. ESTUDIO TECNICO

3.1. TAMAÑO

Definición del tamaño. Capacidad de diseño y margen utilizable. Factores condicionantes del tamaño. Justificación.

Cuando en el Capítulo anterior se analizaron las variables que definen / el tamaño de la planta, se concluyó en que el factor determinante está dado / por la potencialidad de los mercados a abastecer, ya que desde el punto de / vista tecnológico y de la disponibilidad de materia prima no existirían mayores restricciones.

Con respecto a la disponibilidad de materia prima, las reservas existentes actualmente asegurarían el abastecimiento de la planta por un lapso muy / superior al plazo de amortización de la inversión, que es el que se estipula como regla general para limitar la capacidad de producción de las plantas.

Suponiendo un consumo anual de 600 a 700.000 tn. se dispone de reservas suficientes para utilizar el recurso por más de 6.000 años.

En lo que se refiere a las limitaciones de índole tecnológica, los límites superior e inferior dentro de los cuales el proceso se lleva a cabo sin / inconvenientes, son el resultado de una serie de factores que se conjugan muchas veces en forma opuesta.

En efecto, el tamaño de las plantas de cemento está limitado por el tamaño del horno rotativo, ya que cuanto mayor es el horno, mayor es el aprovechamiento calórico, con la correspondiente reducción en los costos; pero la mayor producción de ácido sulfúrico correspondiente, provocaría el efecto inverso, si no se cuenta con un mercado consumidor, por el incremento en los costos derivado de las instalaciones necesarias para almacenar ese producto.

La experiencia a nivel mundial para este tipo de planta, permitiría predecir un valor de 300 t/d para un límite inferior que asegure su rentabilidad. Así lo manifiestan las empresas Krupp Koppers y Voest Alpine en la información suministrada en respuesta a los requerimientos solicitados para el pre -

sente estudio, información que fuera corroborada en entrevista personal mantenida con la empresa representante de Lurgi en la Argentina.

Por su parte, el límite superior para la capacidad de la planta lo establecen los problemas operativos, que se derivan de un horno rotativo, con una capacidad mayor a las 600 t/a de clinker y 200.000 t/a de ácido sulfúrico; esto podría solucionarse mediante el fraccionamiento de la producción en 2 ó más hornos.

De este modo, las posibles economías de escala se dan fundamentalmente entre esos límites de 300 á 600 t/d, y son realmente considerables, pudiendo inferirse un factor de 0,8 entre las inversiones involucradas para una planta de 300 t/d con relación a la de 600 t/d, ventaja que se vería incrementada si se considera que los gastos operacionales no son directamente proporcionalles al aumento de la capacidad. El pasar de una planta de 300 t/d a 600 t/d no implicaría una duplicación de la dotación de personal, ni demandaría modificaciones sustanciales en los requerimientos de infraestructura.

Es por ello que, en este estudio, se ha adoptado la capacidad máxima permitida por la potencialidad del mercado regional hacia 1990 (500 t/d), especulando con el precio del ácido sulfúrico obtenido a partir de azufre, que abastece actualmente la mayor parte del mercado nacional.

Resumiendo, entonces, la capacidad de la planta del presente proyecto será de 500 t/d, es decir 165.000 t/a de ácido sulfúrico y 165.000 t/a de cemento.

3.2. TECNOLOGIA

3.2.1. Selección de la Tecnología

Tal como se consignara en el Capítulo III del Primer Informe Parcial, al tratar el punto "Inventario crítico de las Tecnologías existentes", son cinco las empresas poseedoras de la unidad integrada para la producción de ácido sulfúrico-cemento a partir de yeso. Ellas son: Chemie Linz, Lurgi, Polimex Cekop, Humboldt e Imperial Chemical Industries Ltd. (ICI).

En general, esas tecnologías no presentan grandes diferencias de proceso, ya que todas ellas se basan en los resultados de las primeras investigaciones que, durante la primera guerra mundial, efectuaran en Alemania W.J. Müller y H. Kühne.

Cualquier tipo de discusión tecnológica deberá basarse, entonces, en dos aspectos fundamentales: uno de ellos es la posibilidad de acceso a la tecnología y el otro la experiencia obtenida de la aplicación de esas tecnologías.

Con respecto al primer aspecto, ICI quedaría descartada por no haber presentado históricamente interés en comercializar su tecnología. Polimex Cekop presenta, en esta etapa del proyecto, dificultades de contactación, frecuente para con las empresas de la órbita soviética, por lo cual no será considerada. Esto no excluye la posibilidad de ser considerada en etapas posteriores, en el caso en que la empresa tomadora del proyecto tenga interés y estuviera en condiciones de establecer bases de negociación directa con esa empresa.

El cuanto al segundo aspecto, podría resultar útil para el análisis efectuar una breve reseña histórica sobre la instalación de este tipo de plantas industriales en el mundo y la intervención que tuvieron en ellas las distintas tecnologías.

Historia del Proceso Müller-Kühne: Los trabajos pioneros fueron realizados por W.J. Müller y H. Kühne y dieron lugar al establecimiento de una plan

ta prototipo de escala semicomercial en Lesserkusen, con una capacidad de / producción de ácido de aproximadamente 40 t/d, la que continuó en operación hasta 1931.

El mismo Müller abandonó Alemania después de la Primera Gran Guerra y ayudó a la Imperial Chemical Industries Ltd. a establecer una planta en Billingham en 1929, la que entró en operación en 1935 con una capacidad aproximada de 300 t/d. La producción se basaba en anhidrita. La planta fué ampliada en 200 t.p.d. en 1954 y continuó en operación hasta 1972, año en que, como parte del programa de modernización y control ambiental, fué reemplazada por una planta Lurgi de doble catálisis, a partir de azufre.

Mientras tanto, dos plantas con diseño Bayer fueron construidas, una / en Miramar, cerca de Marsella, en 1937 (70 t.p.d.) y otra en Wolfen, Alemania, en 1938 (400 t.p.d.).

La primera cerró en 1952, debido a condiciones económicas desfavorables, mientras la segunda (Wolfen está ubicada en lo que después pasó a ser Alemania Oriental) cerró en 1954 y fué desmantelada y llevada a la Unión Soviética. Sin embargo, en ese mismo período, 1952-54, una nueva planta de / similar capacidad fué construida en Wolfen.

Una planta de 850. t.p.d. fué instalada asimismo en Coswig, también Alemania Oriental.

Tres plantas fueron construidas en Polonia entre 1945 y 1956, una de / las cuales (Wizow) está aún en funcionamiento y su capacidad de producción es de 520 t.p.d. de ácido (Polimex Cekop).

En Austria, una planta de aproximadamente 150 t.p.d. fué instalada por Oesterreichsche Stickstoffwerke A.G (ahora Chemie Linz A.G) en Linz en 1954, la que más tarde se ampliaría a 230 t.p.d.

En el Reino Unido, se construyeron dos plantas de mayor capacidad a principios de la década del cincuenta (años de escasez de azufre), una en Widnes por la United Sulfuric Acid Corp Ltd, con una capacidad de 580 t.p.d., la que entró en producción en 1955 y cerró en 1973; la otra fué localizada en Whitehaven por la Solway Chemicals (más tarde Albright & Wilson Ltd, Mar-

chon Division), que comenzó hacia los mismos años, amplió en 1963 su capacidad desde 300 t.p.d. a 500 t.p.d. y, en 1975, a 1.075 t.p.d.; pero finalmente fué transformada a azufre, parcialmente en 1973 y completamente en 1975.

En la construcción de esa planta intervino Lurgi, asociada con Bübler-Miag.

Adaptación del proceso a la utilización de fosfoyeso: El principal estímulo para el desarrollo del proceso para la utilización del yeso residual de las plantas de fosfórico, fué el alto precio del azufre en el mercado mundial en el período 1967-69. La mayor parte de las investigaciones se efectuaron en Inglaterra por la Building Research Establishment, en Austria por Österreichische Stickstoffwerke A.G y en la República Democrática Alemana por VEB Chemiewerk Coswig.

Chemie Linz fué la firma que estuvo al frente de esos desarrollos, preparando al principio mezclas de Anhidrita natural con roca fosfórica, fluor y fluosilicatos y, después, fosfoyeso, una vez que se instalara la planta de ácido fosfórico de la Compañía.

El diciembre de 1968, el grupo South African Federale Kunsmis convino con Chemie Linz en efectuar pruebas en el horno rotativo de esta última con el fosfoyeso proveniente de la planta de ácido fosfórico de Phalaborwa.

Como resultado de esas pruebas, se construyó una planta en ese lugar, donde se utiliza el proceso de Chemie Linz, la que entró en operación en 1972 con una capacidad de 350 t.p.d. La empresa de ingeniería que intervino fué Krupp Chemieanlagenbau (ahora Krupp-Koppers GmbH).

Conclusiones: Del párrafo anterior, se puede concluir que la tecnología más difundida para este proceso es la de Chemie Linz, empresa que no sólo ha incursionado en el proceso de obtención a partir de yeso natural sino que también ha desarrollado su aplicación para la utilización del fosfoyeso.

El segundo lugar, descontando Polimex Cekop e ICI, lo ocuparía Lurgi, que cuenta con su experiencia en Whitehaven; finalmente, estaría Humboldt, que no ha tenido a su cargo la instalación completa de ninguna planta.

Otros criterios para la selección de tecnología

Si bien prácticamente no existen diferencias entre las alternativas tecnológicas referidas al proceso global, sí se puede observar entre las mismas algunas diferencias con respecto a los equipos utilizados para cumplir las / distintas operaciones que componen en flow sheet general.

Este fenómeno es sólo el resultado del desarrollo tecnológico que se ha llevado a cabo en la industria del cemento, principalmente.

En efecto, Chemie Linz, comercializa su tecnología a través de licenciatarios (Voest Alpine, Krupp-Koppers y UBE) cada una de las cuales forma parte del grupo de empresas proveedoras de tecnología para producir cemento por los métodos convencionales.

Lurgi, por su parte, ha ofrecido históricamente su tecnología asociada con empresas líderes en ese campo: Bühler-Miag y Polysius Company.

Esas empresas, respondiendo a las exigencias de la competencia en ese / mercado, han debido desarrollar y perfeccionar sus equipos, de modo de ofrecer mayores ventajas que facilitaran su comercialización.

Similares consideraciones corresponden a empresas como Lurgi, Simon. / Carves (asociada a Polimex-Cekop en Wizow y a ICI en Billingham) y Petersen, reconocidas en la provisión de tecnología de ácido sulfúrico.

Las diferencias más importantes observadas en la fase productora de cemento se encuentran en la preparación de la materia prima, en el precalentamiento de la alimentación del horno rotatorio y en el enfriamiento del clinker a la salida del mismo.

Para la preparación de la materia prima las empresas utilizan diseños / propios en los equipos de molienda, clasificación y mezclado, combinados de acuerdo a las necesidades de acondicionamiento del tipo de materia prima disponible.

En relación a los "preheaters" del horno, cabe mencionar que recién se comienzan a aplicar a las plantas de cemento/sulfúrico, reemplazando a los / hornos largos sin recuperación de calor de los gases de salida, en 1972, /

cuando Krupp adopta su preheater GEPOL al proceso OSW dando lugar al proceso OSW-Krupp utilizado en Linz y en Phalaborwa.

Actualmente todas las empresas ofrecen su equipo de "suspensión preheater".

A continuación se describen los más característicos:

El preheater desarrollado por Krupp-Kopper (Fig. N° 1) consiste en un intercambiador de calor en contracorriente, excepto la parte final, la cual está construída con un par de ciclones para la separación del polvo y un conducto para el ascenso y salida del gas.

El resto del preheater consiste en una columna cilíndrica soportada en sí misma, la que presenta estrechamientos regularmente distribuídos que dividen a la columna en cuatro compartimentos. Alrededor de cada estrechamiento, hay una estructura cónica para una distribución homogénea de la mezcla de materia prima descendente. La carga de materia prima se efectúa en el último compartimento del cilindro y baja sucesivamente a los compartimentos inferiores hasta la descarga por la parte inferior. Como resultado de los estrechamientos, con el correspondiente incremento de la velocidad de los gases ascendentes, se produce la detención de la materia prima por un momento en cada compartimento, aumentando el tiempo de residencia y por lo tanto la transferencia calórica.

El DOPOL - PREHATER de POLYSIUS (Fig. N° 2) está constituido por pares de ciclones colocados en paralelo, a través de los cuales circula la materia prima y el gas en co - corriente. La utilización de dos líneas de intercambio permite la utilización de ciclones más pequeños para el mismo caudal de gas y un mayor grado de separación.

Para prevenir un precalentamiento irregular en la línea doble de ciclones se intercala una etapa intermedia, donde el gas fluye en contracorriente con el sólido, provocando un movimiento turbulento que facilita un intenso mezclado.

El preheater desarrollado por BÜHLER-MIAG (Fig. N° 3) consiste en tres pares de ciclones trabajando en corriente paralela y de una columna cō

nica ubicada en la parte inferior, a la entrada del horno; esta columna constituye la cuarta etapa, donde se produce intercambio de calor en contracorriente.

En la medida en la que sale el gas, la materia prima alimenta la primera etapa (Z_1) de los ciclones superiores. Desde allí pasa a las etapas consecutivas inferiores y penetra al horno a través de la columna cónica. En esta última, parte del sólido entrante a la columna es arrastrado por el gas saliente del horno hacia los ciclones de Z_3 nuevamente.

La recirculación de la materia prima aumenta el tiempo de residencia en la zona más caliente del preheater y favorece el intercambio de calor.

Con respecto a los equipos ofrecidos para la etapa de enfriamiento del clinker ("coolers"), cabe recordar que existen cuatro tipos principales:

- Rotary cooler: que consiste en un cilindro de revolución colocado a continuación del horno rotatorio, que gira con un movimiento independiente al del horno.
La presión negativa en el horno succiona el aire frío a través del extremo abierto del enfriador, por lo que pasa en contracorriente con el clinker.
- Satellite cooler: consiste en varios cilindros metálicos delgados, por donde fluye el aire frío, colocados a lo largo del tramo final del horno, formando parte integral del mismo y girando conjuntamente.
La abertura entre el casco del horno y los tubos permite al clinker entrar al enfriador, produciéndose en enfriamiento en contracorriente.
- Grate cooler: consta de filas alternativas de rejillas móviles e inmóviles, por donde pasan las partículas de menor tamaño del clinker, que entran al compartimento de aire donde se enfrian y son descargadas por un motor que opera con válvulas herméticas.
- Shalt cooler: combina el concepto de enfriamiento en contracorriente con un lecho fluidificado; consiste en una columna cubierta con refractarios, cuya parte superior tiene un diámetro menor que aumenta la velocidad del aire de enfriamiento y crea en esa zona condiciones para el lecho fluidificado.

En general, las tecnologías analizadas proponen "grate coolers" para el cumplimiento de esta operación.

Voest Alpine propone un grate cooler pero también facilita la alternativa de un sattelite cooler.

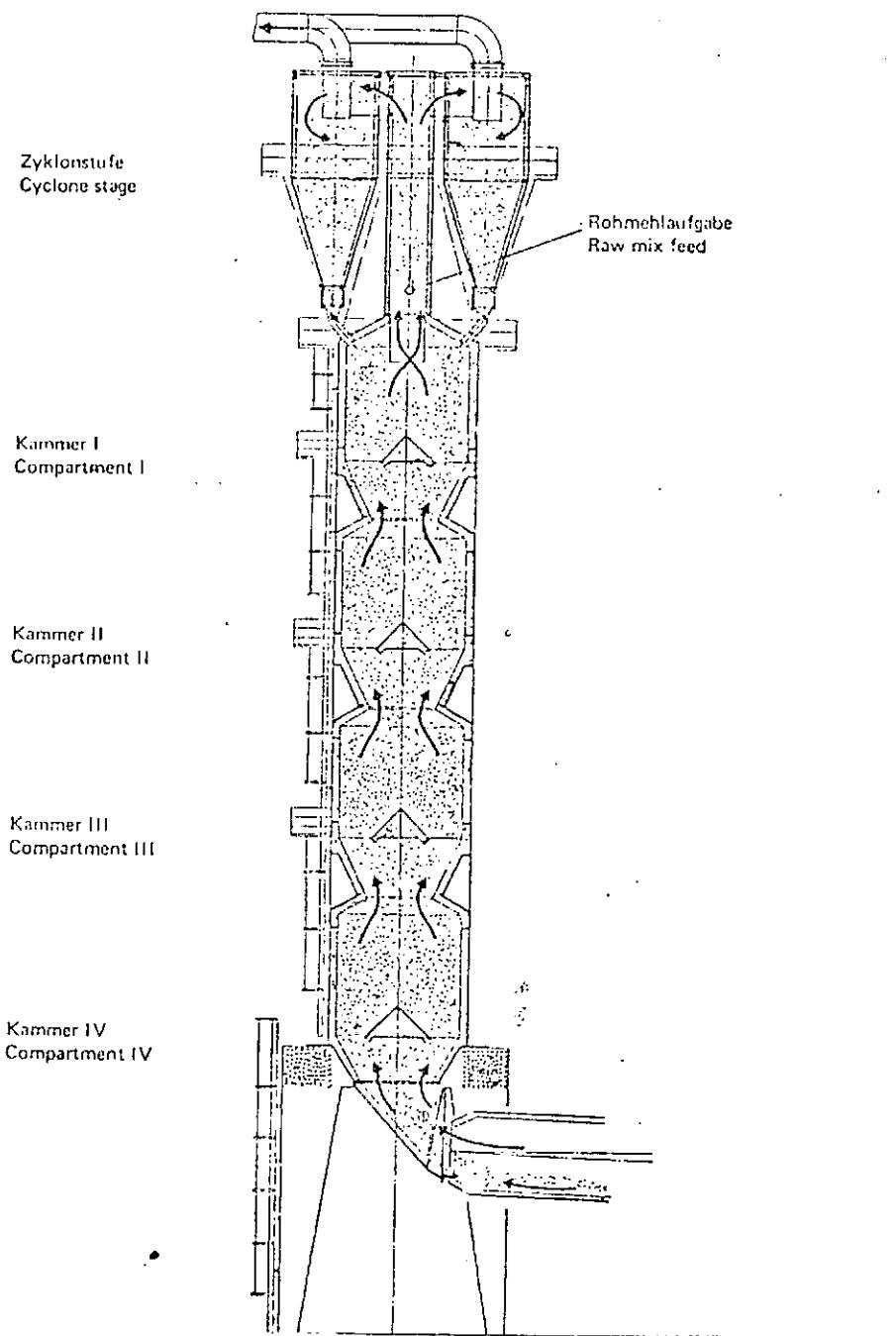
Polysius ha desarrollado un tipo especial de enfriador, el "Recupol cooler" que utiliza elementos estructurales del Lepol grate (Fig. N° 4).

Con respecto al resto de las operaciones no existen mayores diferencias.

La planta de sulfúrico, excepto Lurgi, está propuesta para simple contacto, aunque se plantea también la posibilidad de efectuar doble contacto / mediante la inclusión de un convertidor adicional.

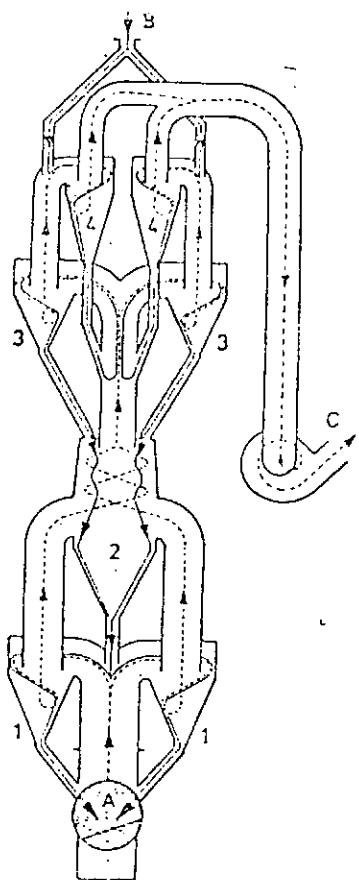
Todas las tecnologías analizadas utilizan el sistema de enfriamiento / del flujo de gas del convertidor mediante los intercambios de calor externos al equipo.

• FIGURA N°1



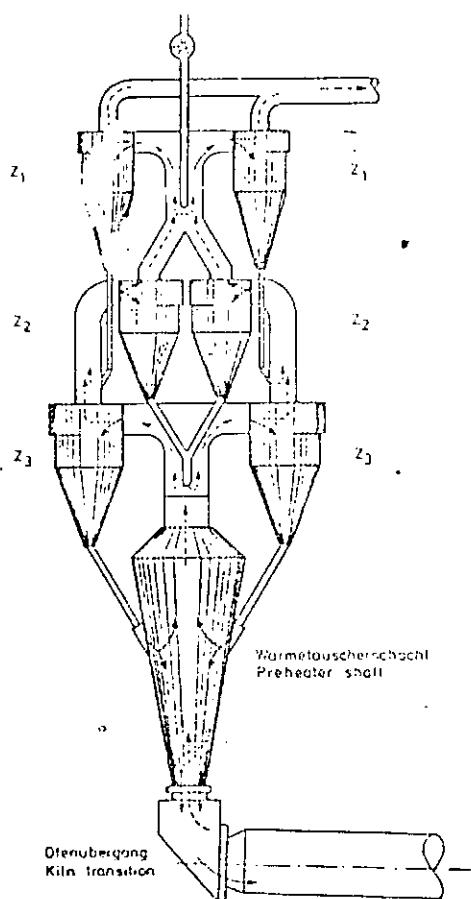
Preheater desarrollado por KRUPP KOPPERS

FIGURA N°2



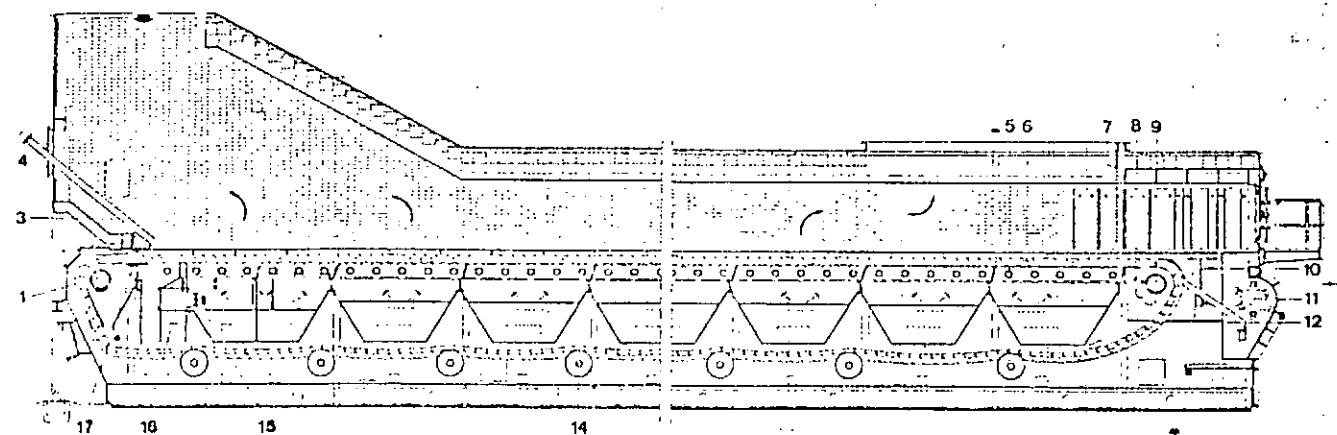
Dopol preheater desarrollado por POLYSIUS

FIGURA N°3

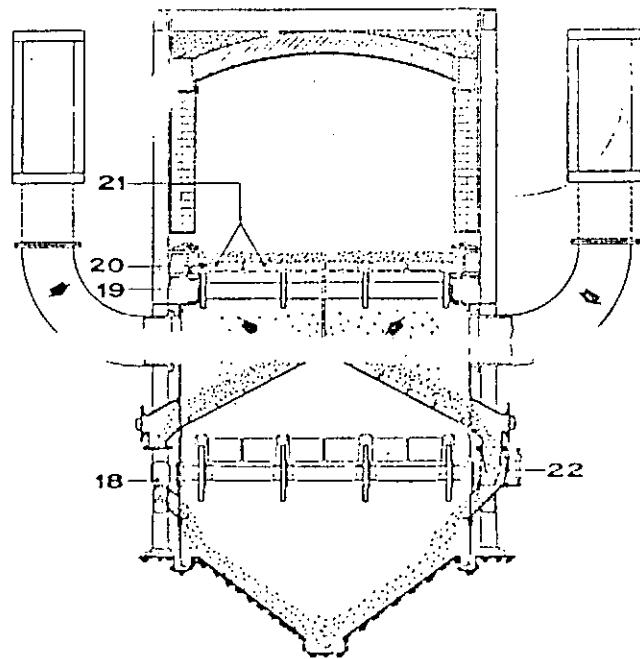


Preheater desarrollado por BULLER-MIAG

FIGURA N° 4



Sección longitudinal



Sección transversal

Recupol cooler desarrollado por POLYSIUS

Conclusiones acerca de la Selección de tecnología

A los fines del anteproyecto preliminar en estudio se adoptará la alternativa presentada por la Lurgi, con tecnología Polysius en cemento, ya que, además de tratarse de empresas de muy reconocida trayectoria, es, de las propuestas técnico-económicas recibidas, la que estima un monto de inversiones menor (para una capacidad de 165.000 ton/a; con doble catálisis en la planta de ácido sulfúrico).

Planta de cemento: DM 67.310.000

Planta de ácido

sulfúrico: DM 40.133.000

Krupp-Koppers estima un monto de inversión superior, para la misma capacidad de planta: con simple catálisis en la planta de ácido sulfúrico:

Licencia, Ingeniería de

proceso, Equipos: DM 113.000.000

Obra civil: DM 21.000.000

Montaje: DM 23.000.000

Puesta en marcha DM 3.000.000

Total Battery Limits DM 160.000.000

Voest Alpine comprometió la entrega de una propuesta actualizada de su / tecnología para este estudio, requiriendo esa información a su casa matriz, / pero aún no ha sido recepcionada.

En el caso en que se disponga de esa información para el próximo informe y suponiendo que la nueva propuesta reúna las condiciones tanto o más favorables que Lurgi, se incluirán ambas alternativas en la evaluación en la evaluación de los aspectos económicos.

3.2.2. Descripción del Proceso

El yeso proveniente de la cantera se tritura en terrones no mayores de 30 mm, se seca y calcina en un calcinador.

A continuación pasa a la unidad de molienda y secado junto con los aditivos (coke, arcilla y arena), convenientemente dosificados.

La unidad de molienda y secado diseñada por Polysius, denominada DOPPEL-ROTATOR consiste en un molino clasificador constituido por dos cámaras de alimentación separada en donde se produce una molienda gruesa y una fina respectivamente, descargando el material en la zona central.

La mezcla pasa al silo donde se almacena en la forma de lecho fluidificado por insuflación de aire, obteniéndose una homogeneización continua.

Desde allí se traslada al horno rotativo a través del intercambiador de calor de doble etapa DOPOL, en donde se precalienta con los gases de salida, los cuales pierden gran parte del calor residual y de los polvos que arrasta.

El horno rotativo está provisto a la salida de un refrigerador del tipo "RECUPOL COOLER" donde el clinker se enfriá por el flujo transversal del aire que penetra al horno. El clinker enfriado es transportado a través de cintas transportadoras hasta los silos de almacenaje.

Desde allí pasa, junto a la adición de yeso, a un molino clasificador / que consta de dos cámaras dispuestas en serie. Los gránulos más gruesos regresan a la primera cámara y los frios pasan a la segunda para la molienda / secundaria.

El producto final se almacena en silos desde los cuales pasan para su / despacho a granel o a la Sección embolsados.

El gas que sale del horno pasa primero a través de ciclones conectados en paralelo, fluyendo posteriormente, en sentido horizontal, por una instalación de electrofiltros para gas caliente.

Después, los gases son llevados a la torre de lavado donde se refresca -

ran por la evaporación de agua, completando el enfriamiento en los refrigeradores indirectos instalados a continuación.

Desde allí pasan a electrofiltros en húmedos conectados en paralelo / donde se separan el polvo residual y las nieblas de sulfúrico producidas en la torre de lavado.

Posteriormente, después de regular la relación $\text{SO}_2:\text{O}_2$, con aspiración de aire de dilución, entra a la torre de secado donde son regados en contracorriente con ácido sulfúrico concentrado.

A continuación, mediante un soplante se descargan en el convertidor, / pasando previamente por intercambiadores de calor que aprovechan el calor / generado en la oxidación del SO_2 .

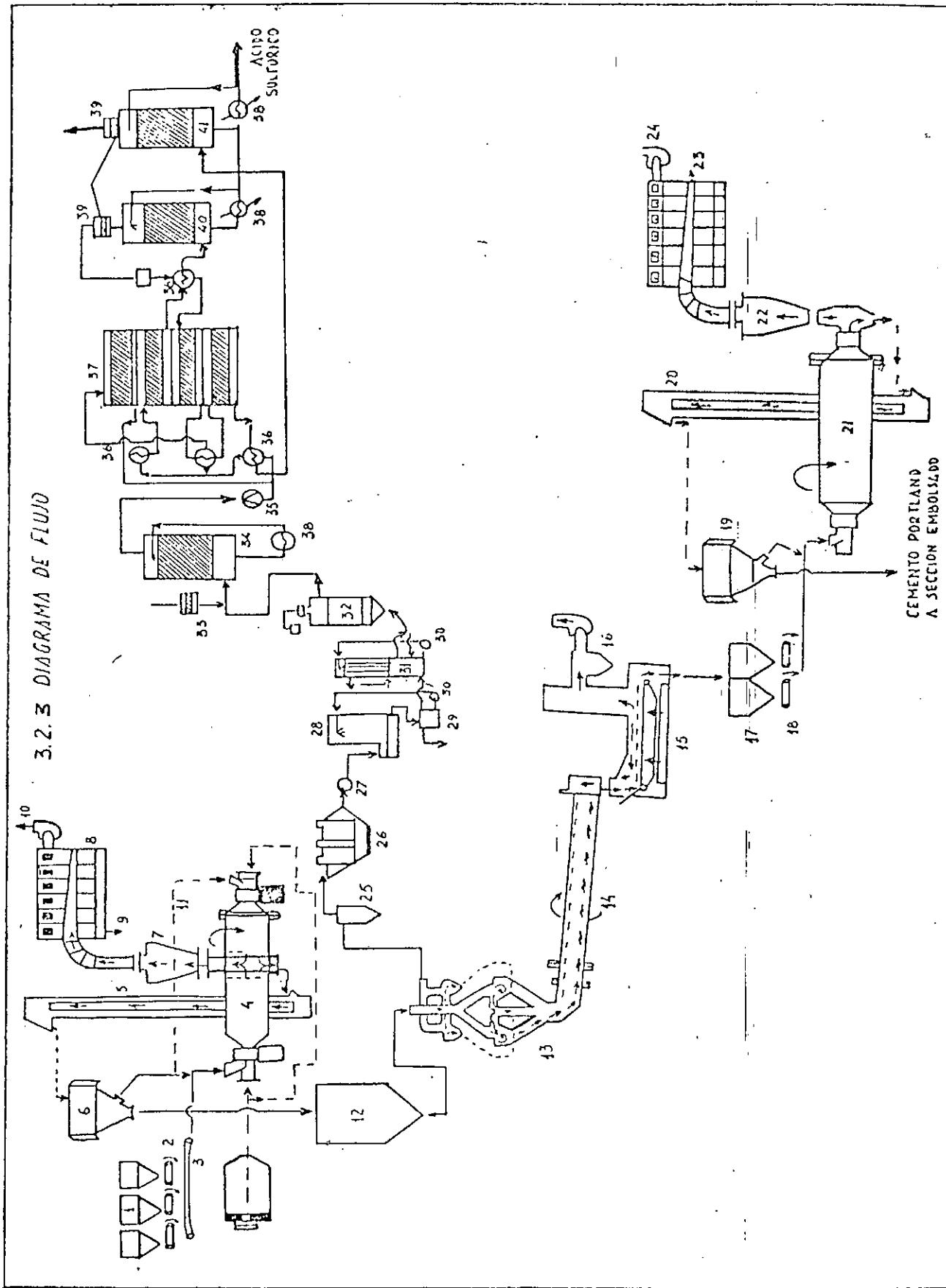
El gas que sale de la primera bandeja pasa al absorbedor intermedio / en donde se recupera el SO_3 producido.

El flujo residual regresa al convertidor para pasar por las restantes bandejas de contacto, siendo trasladado desde allí al absorbedor final.

El calor de absorción se elimina con refrigeradores de ácido.

El ácido sulfúrico producido se lleva, mediante una bomba a los tanques de almacenamiento.

3.2.3 DIAGRAMA DE FLUJO



3.2.4. Referencias del Diagrama de flujo

1. - Silos
2. - Unidad dosificadora
3. - Cadena de alimentación
4. - Doppel rotador
5. - Elevador a cangilones
6. - Clasificador
7. - Separador de gruesos
8. - Filtro de polvos
9. - Salida de polvos
- 10.- Ventilador gases residuales
- 11.- Reciclo de gruesos
- 12.- Silo
- 13.- Intercambiador de calor DOPOL
- 14.- Horno rotativo
- 15.- Enfriador de clinker
- 16.- Unidad de desempolvado del aire residual
- 17.- Silos de cemento clinker y yeso aditivo
- 18.- Dosificadores
- 19.- Clasificador
- 20.- Elevador a cangilones
- 21.- Molino doble cámara
- 22.- Separador granulos gruesos
- 23.- Filtro de polvos
- 24.- Ventilador gases residuales
- 25.- Ciclones
- 26.- Electrofiltros de gas caliente
- 27.- Bombas de ácido
- 28.- Torre de lavado
- 29.- Tanque intermedio
- 30.- Bombas de ácido
- 31.- Refrigerador indirecto de gas
- 32.- Electrofiltros húmedos

... /

- 33.- Soplante
- 34.- Torre de secado
- 35.- Soplante de SO₂
- 36.- Intercambiadores de calor
- 37.- Convertidor
- 38.- Refrigeradores de ácido
- 39.- Filtro
- 40.- Absorbedor intermedio
- 41.- Absorbedor final

3.2.5. Equipos auxiliares e infraestructura necesaria

La propuesta de Lurgi, abarca todos los suministros dentro del "Battery Limits" exceptuando: los tanques de almacenamiento del ácido sulfúrico / producido, para lo que se preve la construcción de tres tanques de 1000 m³ de capacidad cada uno, para disponer de un stock equivalente a 7 días de producción; los tanques serán de chapa de hierro de 1/2 " de espesor.

La propuesta tampoco incluye la playa de almacenaje de materias primas, la que estará dividida en zonas. Para el caso del yeso, se debe considerar/ un stock para 7 días de producción, previendo no se pueda por razones climáticas efectuar el traslado del yeso desde las canteras.

El sector correspondiente al resto de las materias primas, esto es, coke, arcilla y arena, estará dividido en tres subsectores; el stock previsto es, para el caso de la arena, de 20 días, al igual que la arcilla, pues pese a que los yacimientos están en radio aproximado de 50 km, (lo que implicaría stock menor) las cantidades son lo suficientemente pequeñas, como para justificar ese volumen. En el caso del coke el stock previsto cubrirá 20 días de/ producción. La playa será a cielo abierto y el piso de pavimento de hormigón simple.

La última exclusión dentro de los suministros del "Battery Limits" es la chimenea de la planta de ácido sulfúrico.

A pesar de que el proceso preve doble catálisis, para mayor seguridad se tendrán en cuenta las reglamentaciones vigentes en materia de eliminación de residuos contaminantes; tendrá una altura de 40 m y será pintada interiormente con resinas tipo epoxi; los últimos tramos podían ser de resinas sintéticas aglomeradas con fibra de vidrio.

A continuación se efectuará el análisis de la dotación de los "off-site" necesarios para abastecer la planta de todos los insumos auxiliares.

. Abastecimiento de agua

Dados los consumos específicos vistos en el punto 3.2.2., para una / producción diaria de 500 t de ácido, los caudales que se obtienen son:

- | | |
|----------------------|---|
| 1) Para enfriamiento | 1680 m ³ /h (circuito abierto) |
| 2) Para proceso | 3 m ³ /h |

1) Agua de refrigeración, para circuitos de enfriamiento de torres lavadora y enfriadora, de torres de secado y absorción.

2) Agua para lavados e incorporación del ácido como producto final.

El agua de proceso debe ser previamente desmineralizada, no así la de enfriamiento.

Los circuitos de lavados y enfriamiento son con recirculación; solo debe entonces considerarse un 5% del total como agua de reposición.

El consumo humano se ha considerado para 240 personas, a razón de 200/litros por día y por persona, lo que agregado a usos varios se llega a 5 m³/h, por lo tanto el consumo total de la planta será de 90 m³/h.

Los requerimientos de agua desmineralizada serán de 3 m³/h para agua / de absorción de anhidrido sulfúrico. Se preve una reserva adicional de capacidad de procesamiento de 4 m³/h más.

Para el suministro de este servicio se ha previsto:

a) La perforación de 2 pozos semisurgentes de 200 m³/h de capacidad cada uno (uno de reserva).

b) Una torre de enfriamiento de agua a circuito cerrado con una capacidad de 2.200 m³/h, complementada con equipos de bombeo, aireación y sistema/ de trasmisión.

c) Un equipo desmineralizador de aproximadamente 7 m³/h de capacidad / que consta de 2 columnas(aniónicas y catiónicas) de 7 m³/h de capacidad cada uno.

El agua tratada se almacenará en un tanque pulmón para 2-3 horas de autonomía de marcha.

Abastecimiento de energía eléctrica

Para poder cubrir los consumos específicos ya vistos para el proceso en sí, sumado a los restantes consumos, será necesario disponer de una potencia instalada de 9000 kva.

Para ello se preve la instalación de dos subestaciones transformadoras, cuya potencia instalada será de 10.500 kva/cada una; la primera rebaja-

rá de 132kv á 33kv la tensión de línea.

Este primer escalón permitirá acoplar en caso de necesidad la línea / de reserva de energía eléctrica de 33 kv existente en el área industrial.

La segunda subestación rebajará de 33 kv á 13,2 kv.

Dentro del perímetro de la planta, la distribución se realizará a / 13,2 kv.

Las subestaciones internas de rebaje de 13,2 á 380-220v se ubicarán en los centros de consumo y recibirán la tensión primaria por cables subterráneos tendidos dentro de caños de acero.

Se prevé además la instalación de un sistema de luz de emergencia para servicio interno de seguridad.

En todas las plantas y sectores de servicios se instalarán equipos de corta corriente de 110 v y 100 Ah con baterías de Ni-Cd; con cargadores autorregulados.

. Abastecimiento de combustible

El combustible utilizado puede ser gas natural o fuel oil; en nuestro caso, dada la disponibilidad se ha adoptado gas natural por su limpieza, fácil manejo y menor costo.

Para ello será necesario tender las cañerías hasta cada uno de los / puntos de consumo ya que el gasoducto de 6" de diámetro, proveniente de Central-Có tiene una capacidad máxima de 200.000 m³/d o sea 72×10^6 m³/a de los cuales la ciudad de Zapala consume actualmente 10×10^6 m³/a, y cuya diferencia cubriría las necesidades de la planta de 42×10^6 kcal/h (40×10^6 kcal/h en proceso) es decir 39×10^6 m³/a.

. Abastecimientos varios

Aire comprimido: se prevé una instalación de aire comprimido para su suministro a los accionamientos neumáticos de la planta (pistones, etc.) y / los elementos finales de control (válvulas neumáticas de control, actuadores neumáticos, etc.)

La instalación comprenderá dos compresores de aire operables a 7 Bar efectivos de presión de descarga, con un caudal unitario de 250 Nm³/h.

Se instalará además un equipo de secado de aire con siliceo-gel de una capacidad de 250 Nm³/h para aire de instrumentos únicamente.

Uno de los compresores proveerá aire de instrumentos y el otro aire / industrial.

Vapor: su suministro se hará a través de una caldera que se instalará en la sala de máquinas.

La presión máxima de trabajo será de 10 kg/cm² y su producción se ha previsto en el orden de 3 t/h.

Servicio contra incendios: Se prevé la instalación de un sistema de / cañerías, con conexiones para hidrantes distribuidos estratégicamente, equipos para espuma y niebla, lava ojos, etc.

Comunicaciones: se instalará una central telefónica con capacidad para 10 líneas externas y 100 líneas internas, se instalará un equipo busca personas con capacidad para 10 receptores.

Se instalará un equipo de Telex.

• Infraestructura en general

Accesos viales: el predio elegido está sobre la calle Chosica, que / linda con el parque industrial y comunica las Rutas N° 40 y N° 22.

Las calles interiores de la planta se harán de pavimento de hormigón simple.

Acceso ferroviario: la planta se encuentra a 1600 m del ramal del Ferrocarril Roca, cuya estación terminal es Zapala, por lo cual se prevé trazar un desvío hasta la fábrica.

Desagües: Se ha previsto la instalación de cañerías de hormigón de / 250 y 500 mm de diámetro según necesidades de caudales; las mismas recogerán los desagües cloacales de los edificios y efluente tratado de las plantas / (tratamiento de efluentes de las plantas está dentro del Battery Limits).

Se prevé además la construcción de una cámara general colectora donde aportarán también los desagües pluviales de toda la planta; descargará el total de los desagües, al desague principal del parque industrial.

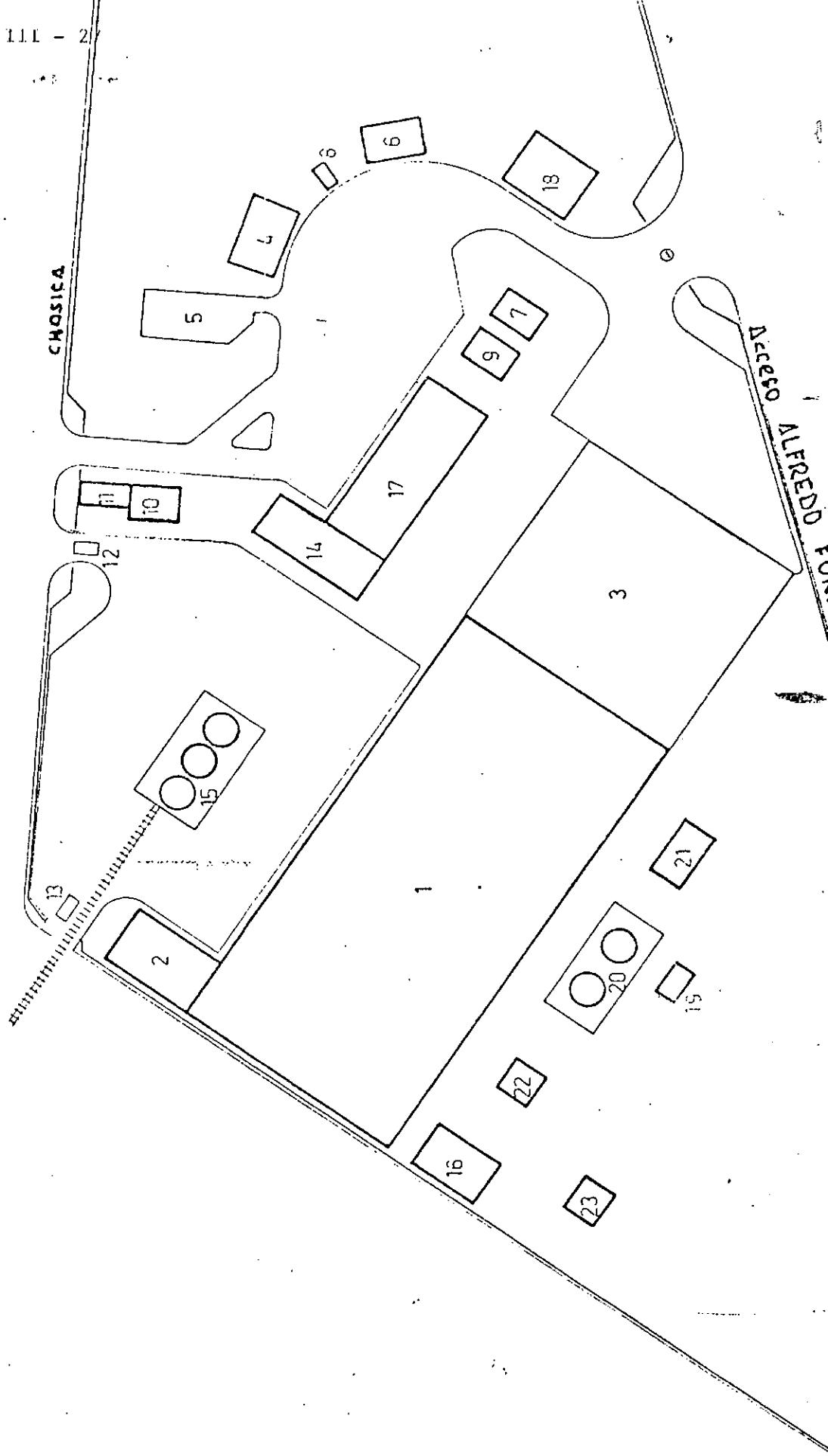
• Requerimientos de mano de obra

Las estimaciones de dotación de personal se han efectuado en base a

Distribuidos en Planta tal como lo indica el lay-out adjunto.

Cabe señalar que para esa distribución orientativa se han tenido en cuenta fundamentalmente el flujo de materiales y productos terminados y la zona de servicios y mantenimiento cercana a la unidad productora.

3.2.5 EDIFICIOS Y ÁREAS PRINCIPALES



Listado de edificios o áreas principales

Área de producción

- 1 - Planta combinada cemento-ácido sulfúrico
- 2 - Área de envase y despacho de productos
- 3 - Área de almacenamiento de materias primas

Áreas de servicio

- 4 - Edificio administración
- 5 - Playa de estacionamiento
- 6 - Comedor y cocina
- 7 - Laboratorio
- 8 - Enfermería
- 9 - Vestuario operarios
- 10- Edificio seguridad
- 11- Portería
- 12- Casilla y báscula para camiones
- 13- Casilla y báscula para vagones
- 14- Depósito de materiales
- 15- Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico
- 16- Sala de máquinas
- 17- Talleres
- 18- Garage vehículos de fábrica
- 19- Pozos de agua
- 20- Torre de enfriamiento de agua industrial
- 21- Edificio y área tratamiento de agua
- 22- Edificio aire comprimido
- 23- Subestación transformadora 33/13,2 kv

3.3. LOCALIZACION

3.3.1. Ubicación geográfica

La planta se ubicará en el departamento de Zapala. En el mapa N° 1 se detalla el área industrial de Zapala.

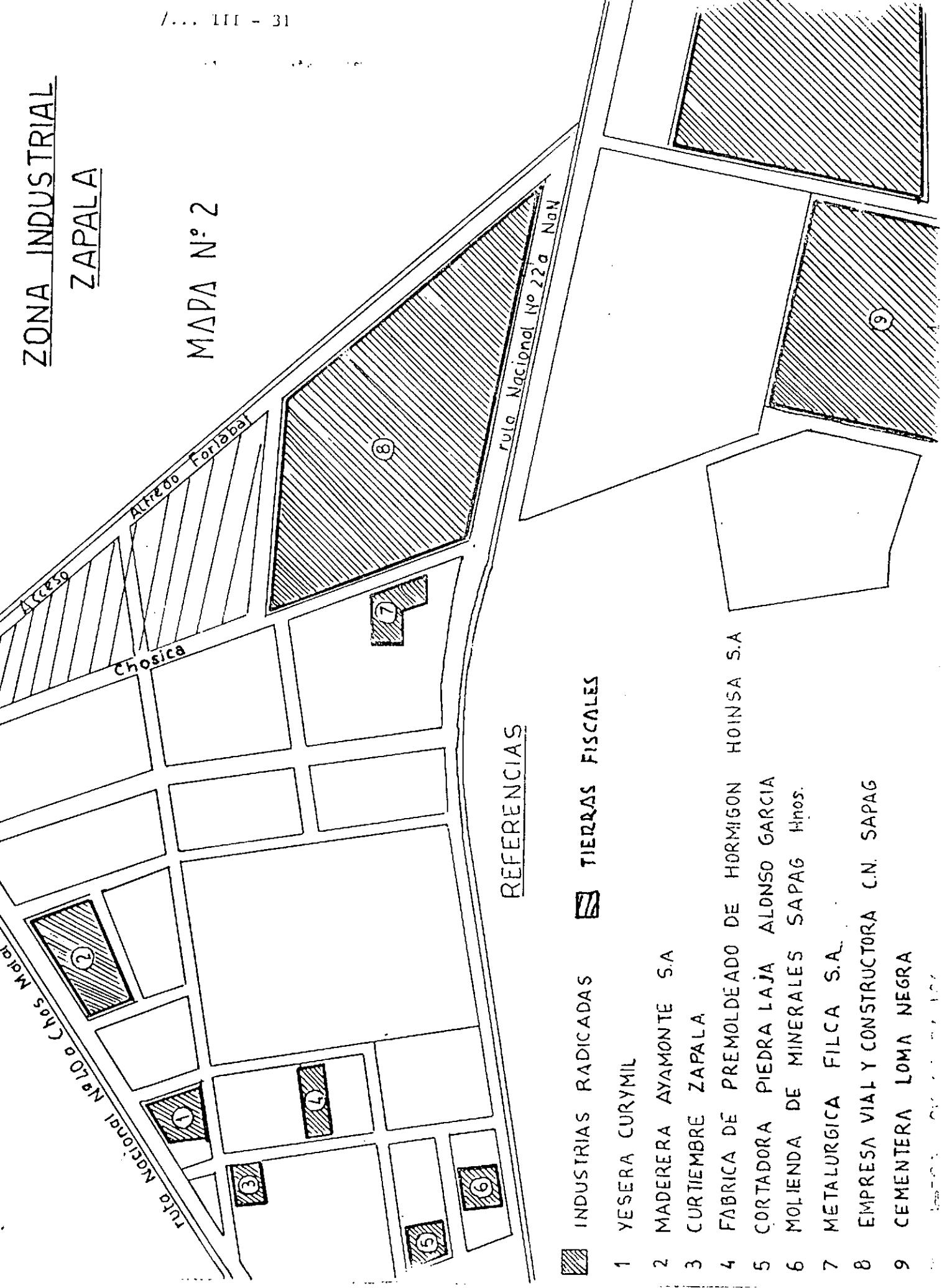
La ubicación se ha previsto en el predio fiscal ubicado entre / las calles Chosica y Alfredo Fortabat que se encuentran actualmente en reserva . El mapa N° 2 muestra el encuadre de las tierras fiscales dentro del parque.

MAPA N° 1



ZONA INDUSTRIAL
ZAPALA

MAPA N° 2



REFERENCIAS

INDUSTRIAS RADICADAS **TIERRAS FISCALES**

- 1 YESERA CURYML
- 2 MADERERA AYAMONTE S.A
- 3 CURTIEMBRE ZAPALA
- 4 FABRICA DE PREMOLDEADO DE HORMIGON HOINSA S.A
- 5 CORTADORA PIEDRA LAJA ALONSO GARCIA
- 6 MOLIENDA DE MINERALES SAPAG Hnos.
- 7 METALURGICA FILCA S.A.
- 8 EMPRESA VIAL Y CONSTRUCTORA C.N. SAPAG
- 9 CEMENTERA LOMA NEGRA

- Disponibilidad de materia prima

En cuanto a la principal materia prima, el yeso, existen enormes acumulaciones del mismo, sin explotación hasta el momento. Los afloramientos se extienden a lo largo de 250 km, comenzando a 30 km hacia el norte de la ciudad de Zapala, hasta el límite con la provincia de Mendoza, con un ancho variable y con espesores del orden de 35 a 250 m.

Por otra parte existen zonas de reserva provinciales que con el fin de posibilitar la industrialización del recurso, la Provincia viene renovando mediante decretos desde 1973, siendo el último decreto del 25 de abril de 1980, el que tuvo validez hasta marzo de 1981.

Sin embargo a los fines del estudio se ha tomado como base, que se dispone de dichas reservas ya que, pese a no existir decreto, está en tramitación en la Secretaría de Minería con expediente 10634/80 el otorgamiento de las parcelas en reserva por el plazo de 5 años.

De las parcelas aseguradas a la Provincia, las 9.500 ha ubicadas en el departamento de Picunches (decreto dice Huiliches) pertenecen al área yesífera Vaca Muerta que por la calidad del material y posibilidad de explotación se presenta como la más adecuada.

El área Vaca Muerta se encuentra a 50 km de la ciudad de Zapala por la Ruta Nacional N° 22.

El resto de las materias primas pese a no ser condicionantes por su volumen en el proceso, también se disponen en la zona ya que existen dos regiones de ocurrencia de arcillas dentro de la provincia. Ellas son: Zapala y alrededores, y Añelo .

Así también los yacimientos principales de arena se encuentran en los departamentos de Zapala y Confluencia, quedando solo el coque que es un producto de importación.

- Disponibilidad de insumos

Energía eléctrica: La central térmica Alto Valle en Neuquén (nudo inicial del Sistema Eléctrico Provincial) se une con la central hidroeléctrica. El Chocón por una línea de 132 kv, que continúa en esta tensión hasta Cutral-Có y llega a Zapala, formando la rama sur del "Anillo Norte."

- Paralelamente a la línea de 132 kv mencionada, entre Cutral-Có y Zapala se mantiene la antigua línea de 33 kv. cuya obsolescencia no permite su utilización confiable (se mantiene como reserva).

Desde Zapala, el anillo continúa hacia el Norte con líneas de 33 kv a Las Lajas, Loncopué y Ñorquin.

Paralelamente se cuenta con una central térmica, la central Zapala con dos grupos Diesel de 2120 kw cada uno. Estos grupos se mantienen como reserva.

La capacidad máxima de transporte de la línea Cutral-Có-Zapala de 132 kv. es de 90 Mw, teniendo la ciudad de Zapala una demanda máxima de 7 Mw., o sea que supera ampliamente los requerimientos del proyecto. Asimismo, si fuese necesario se puede reforzar la estación transformadora con otro transformador en paralelo.

- Combustibles

. Gas natural: El gas proviene del yacimiento Loma Negra a través de un gasoducto de 6" de diámetro y 66 km de longitud, y del yacimiento Anticlinal a través de un gasoducto de 3" de diámetro y 32 km de longitud.

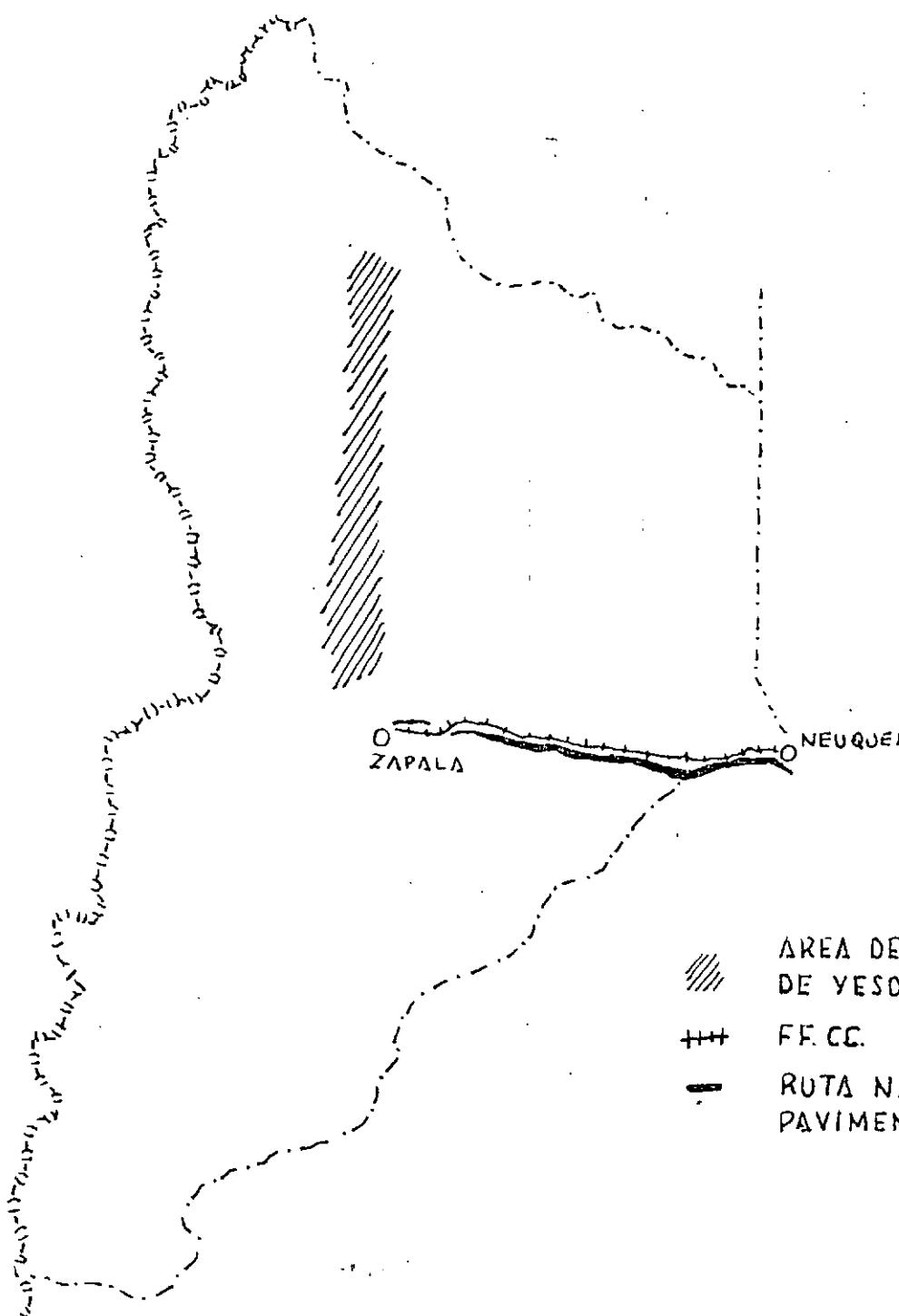
. Combustibles líquidos: A 84 km de la ciudad de Zapala se encuentran las poblaciones de Cutral-Có y Plaza Huincul, donde se encuentra la destilería Plaza Huincul la cual tiene una capacidad de procesamiento de 3.900 m³ diarios de petróleo. La destilería produce naftas (super-común) .kerosene, / aerokerosene, gas oil, diesel oil, fuel oil y crudo reducido.

- Distancia a los centros de consumo o puestos de embarque

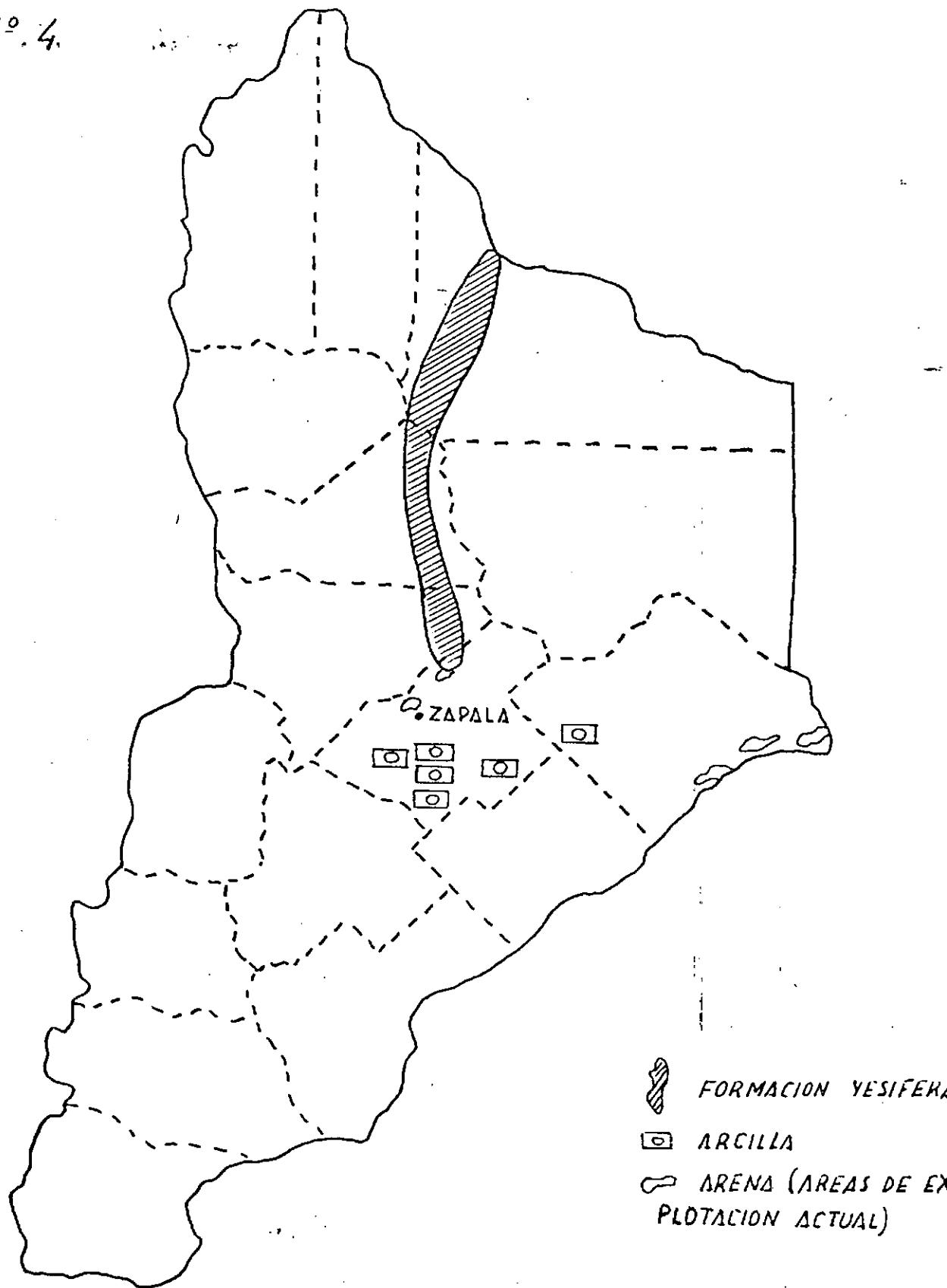
Debido a que el dimensionamiento de la planta se hizo en base al mercado local, no previéndose realizar exportaciones, no se toma en consideración la distancia a los puestos de embarque.

El mercado previsto de cemento como se dijo en el capítulo anterior, / comprende las provincias de Neuquén, La Pampa y Río Negro, por otra parte el ácido sulfúrico que no se consume en el mercado local, será destinado al litoral, lo que equivale a una distancia aproximada de 900 km, radio que cubriría los puntos de consumo potenciales como el proyecto de HIPASAM en Sierra Grande y la CONEA en Malargüe.

MAPA N° 3



MAPA N°. 4.



3.3.2. Infraestructura existente

a) telecomunicaciones: existen 1.200 líneas urbanas que se hallan incorporadas al sistema de telediscado nacional.

Se cuenta también con un haz de reserva utilizado en el transporte de programas por parte de canal 7.

Existe a su vez un canal privado de televisión que funciona a circuito cerrado.

En cuanto a la radiodifusión opera Radio Nacional Zapala, emisora local con una potencia de salida de 25 kw.

b) Ferrocarril: la ciudad de Zapala es la estación terminal del ramal del Ferrocarril Roca que la comunica con la ciudad de Bahía Blanca a 750 km y finaliza en Buenos Aires luego de atravesar 1.350 km. La trocha es ancha y se realizan diariamente viajes de trenes de carga y de pasajeros.

c) Aeródromo: se encuentra ubicado a 8 km de la ciudad de Zapala.

La afluencia de aviones contempla 3 vuelos semanales a Chos Malal y 4 vuelos semanales a Neuquén.

d) Infraestructura vial: La Ruta Nacional N° 22, pavimentada, une Zapala con la ciudad de Neuquén (aprox. 200 km) y las distintas ciudades del valle de Río Negro. La Ruta 22 comunica a la Provincia del Neuquén con el resto del país. Desde Zapala se dirige hasta Las Lajas y desde allí al límite internacional con Chile, paso de Pino Hachado.

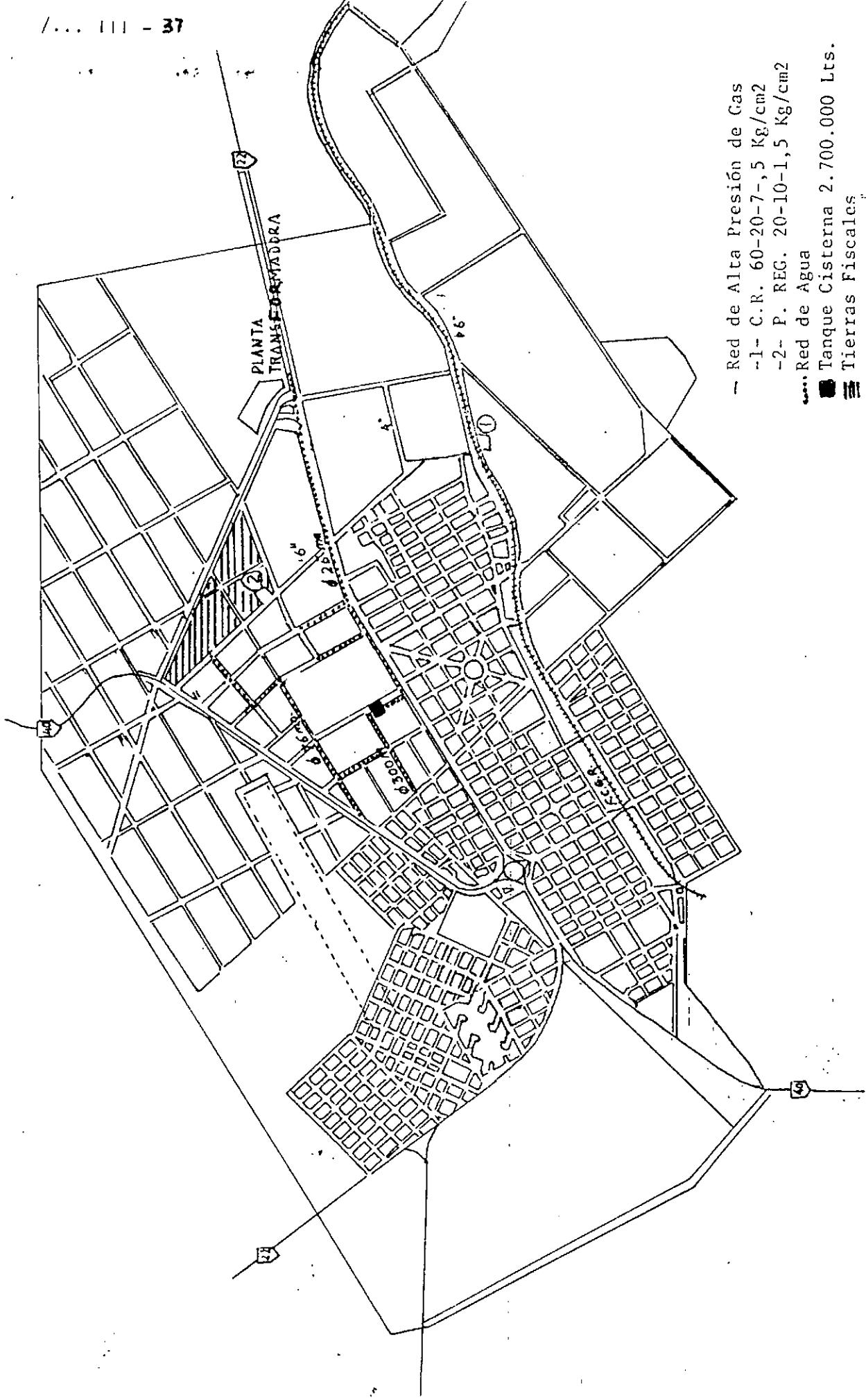
La Ruta Nacional N° 40 vincula a Zapala con Chos Malal hacia el norte y con el sur de la Provincia del Neuquén y del país. La Ruta Provincial N° 34 consolidada, une la Ruta Nacional N° 22 con la Ruta Provincial N° 20 que partiendo de la localidad de Picún Leufú se desplaza al sur de la Meseta de la Barda Negra. Estas rutas constituyen las principales vías de acceso a los yacimientos de arcilla ubicados al sur-este de la ciudad.

e) Infraestructura de servicios: en el mapa N° 5 se detalla la red de agua y la red de alta presión de gas y el mapa N° 6 detalla el sistema eléctrico provincial anillo norte.

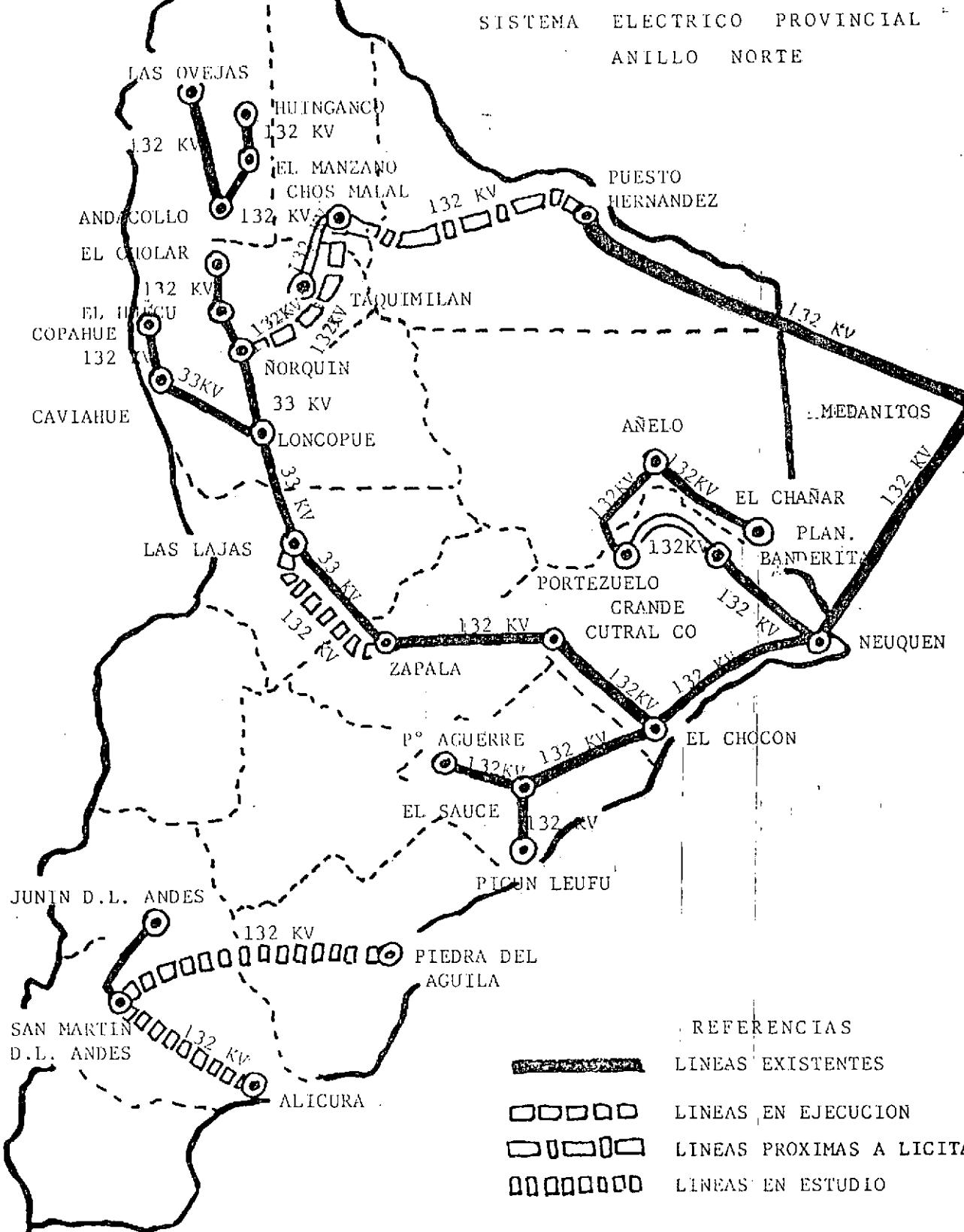
3.3.3. Necesidad de complementarla o mejorarla

Dado que la ubicación elegida goza de la infraestructura necesaria, las mejoras identificadas serían 1) mejorar la huella existente en el centro del

MAPA N° 5



MAPA N° 6



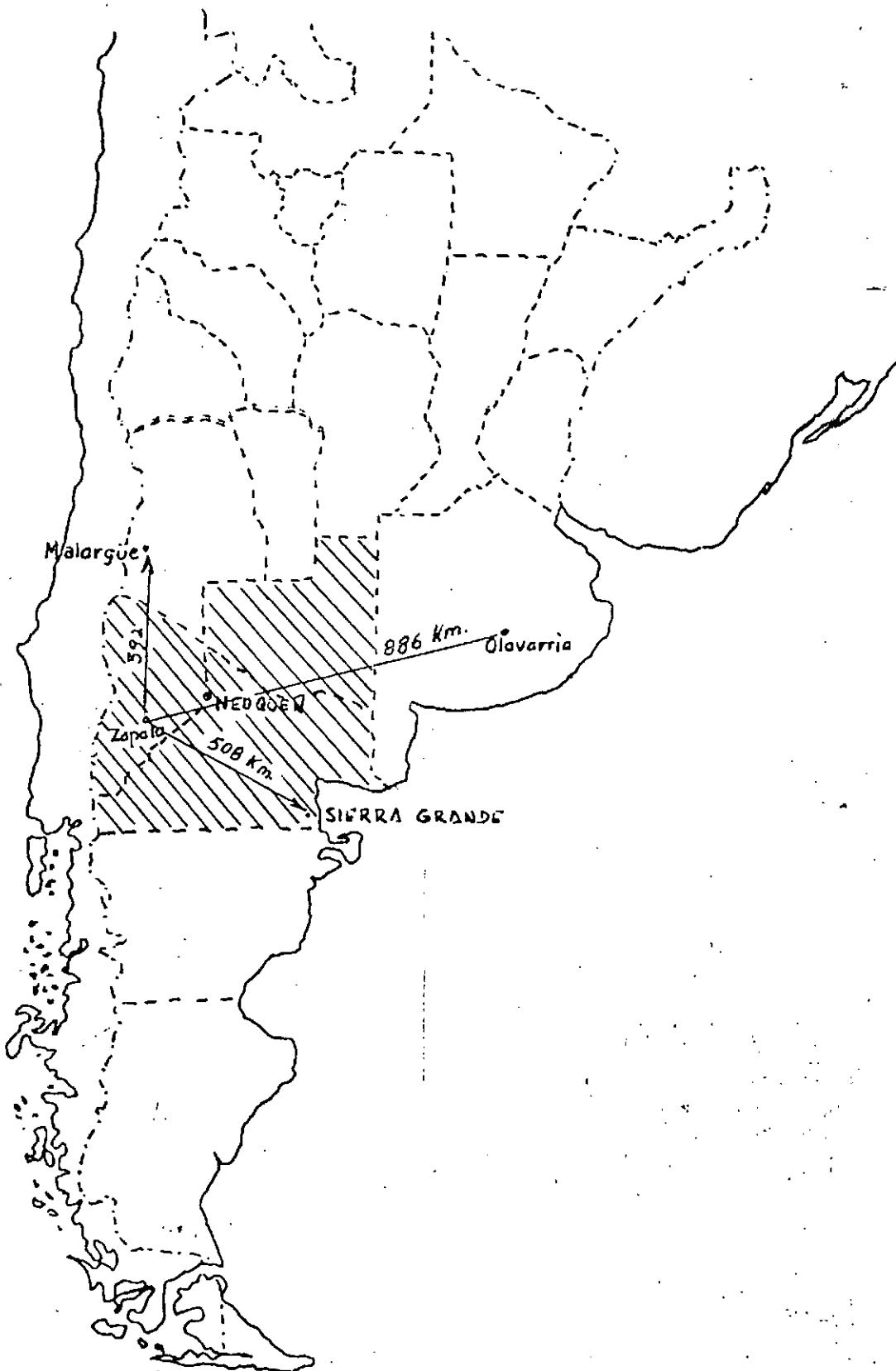
Valle para permitir el transporte de yeso mediante camiones a la unidad de / Zapala.

2) Desvío ferroviario desde el ramal del Ferrocarril Roca que llega a la ciudad de Zapala.

3.3.4. Disponibilidad de mano de obra:

Dadas las especialidades requeridas en los tres niveles: profesionales, técnicos y operarios, se considera que el hecho de tratarse de una zona industrial cercana a centros que cuentan con todos los niveles educativos evitará la necesidad de traer personal de puntos distantes.

MAPA N° 7



- Disponibilidad y costos de medios de transporte

La ciudad de Zapala es terminal del ferrocarril General Roca; en el caso del cemento existe la infraestructura necesaria para su transporte, pudiendo ser éste a granel, en tolvas cementeras de 40 a 45 tn de capacidad, o en bolsas en vagones de 21 tn o de 45 tn de capacidad.

El precio del transporte pese a no estar tabulado, tal como se dijo en el capítulo anterior estaría dentro de los siguientes valores al 31/6/83:

Cuadro N°

Cemento - Precios estimados de transporte

	<u>Distancia (km)</u>	<u>Precio \$a./tn</u>
Sola (Bs.As.)	1.195	Bolsas 153,75
Zapala — Córdoba	1.508	Granel 169,95
Rosario	1.368	Bolsas 199,88
		Granel 220,91
		Bolsas 170,30
		Granel 188,32

Fuente Ferrocarril Roca

En el caso del ácido sulfúrico, no existe la infraestructura necesaria para su transporte en ferrocarril.

Respecto a los precios de flete (camiones) del cemento, son (al 31/6/83)

Bolsas

110 \$a/tn por 700 km

Sistema por camión día

450 \$a. 4 viajes de 10 km
con 10 tn/viaje

Granel

Olavarría - Bs.As. 100 \$a./tn

.../

Para Ácido Sulfúrico el precio de camiones tanque es al 31/6/83 de aproximadamente 0,28 \$./km, que como se dijo en el informe anterior es modificable de acuerdo al trato específico en cada caso.

- Justificación de la localización elegida

Para determinar la localización se tuvieron en cuenta una serie de factores, entre los más importantes los que se refieren a:

- 1) Disponibilidad de agua
- 2) Disponibilidad de materia prima
- 3) Disponibilidad de energía
- 4) Facilidades de transporte
- 5) Disponibilidad de mano de obra

Zapala como hemos visto llena en general las condiciones necesarias. / En cuanto al grueso de materia prima, el yeso, el que se dispone en el área yesífera Vaca Muerta que dista 50 km de Zapala, es de excelente calidad.

Además, Zapala constituye el vértice del eje del área clave del desarrollo industrial para la provincia, "Neuquén - Cutral-Có - Zapala".

Mientras que Neuquén capital por su estructura administrativa y de servicios, se constituye en el principal centro industrial, Zapala lo hace como centro de la industria minera.

Zapala se encuentra emplazada además en un lugar estratégico, en el centro de la provincia, en la intersección de las rutas nacionales 22 y 40.

El eje constituido por el área Neuquén capital a Zapala cuenta con servicios educativos en todos los niveles y modalidades de la enseñanza; esto garantiza recursos humanos capacitados.

AV. TEL-432

A N E X O S

EUROTECNICA S.A.

CORRIENTES 457 - 1.^o PISO
(1043) BUENOS AIRES - ARGENTINA
TEL. 394 - 4693 / 3859



Buenos Aires, 26 de julio de 1983.-
CW/gn

Señores
CONSEJO FEDERAL DE INVERSIONES
San Martín 871
Buenos Aires

At.: Ing. Sanchez

Ref.: Planta de H₂SO₄ a partir de yeso.-

De nuestra mayor consideración:

Por la presente nos complace hacerles llegar adjunto por cuenta y orden de nuestra representada LURGI Chemie und Huettentechnik GmbH de Alemania Occidental una oferta técnica con precios estimativos por una Planta de Producción de H₂SO₄ a partir de Yeso de 500 t/día.

Adicionalmente les informamos que una planta de 1000 t/día tiene un valor cercano al doble de la cotizada para 500 t/día y que una instalación de 750 t/día tiene un factor de 1,8 con respecto al precio de la ofertada a Uds.

Sin otro particular, saludamos a Uds. muy atentamente,

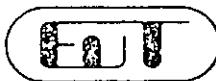
EUROTECNICA S.A.

ING. CARLOS A. WILLIAMS
JEFE DEPARTAMENTO
PLANTAS INDUSTRIALES

p.e. - G. Alvarez

EUROTECNICA S.A.

CORRIENTES 457 - 1.^o PISO
1043) BUENOS AIRES - ARGENTINA
TEL. 394 - 4693 / 3859



Buenos Aires, 29 de julio de 1983.-
CW/gn

Señores

CONSEJO FEDERAL DE INVERSIONES
San Martín 871
Buenos Aires

At.: Ing. Sánchez

Ref.: Planta de H₂SO₄ a partir de yeso.-

De nuestra consideración:

Por la presente y en correspondencia a vuestra consulta cumplimos con informarles que en la actualidad ninguna de las plantas construidas por LURGI con esta tecnología está actualmente en operación.

Adicionalmente les comentamos que algunas de estas plantas han sido acondicionadas por nuestros principales para ser usadas con el proceso tradicional de contacto.

Sin otro particular, hacemos propicia la ocasión para saludarles muy atentamente,

EUROTECNICA S.A.

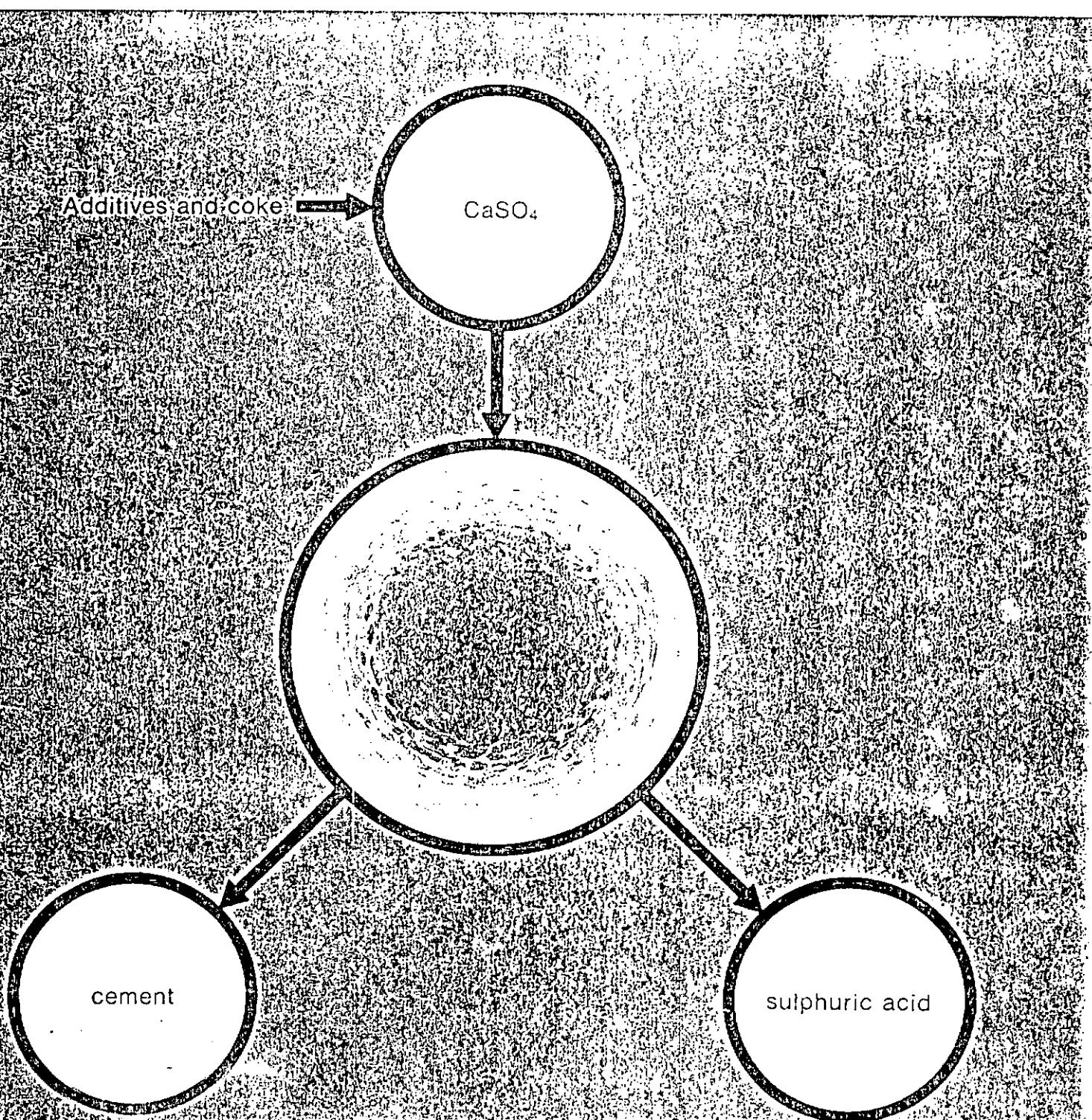
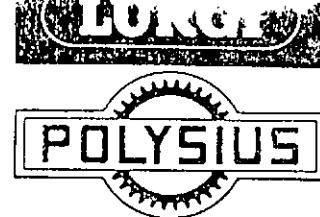
ING. CARLOS A. WILLIAMS
JEFÉ DEPARTAMENTO
PLANTAS INDUSTRIALES

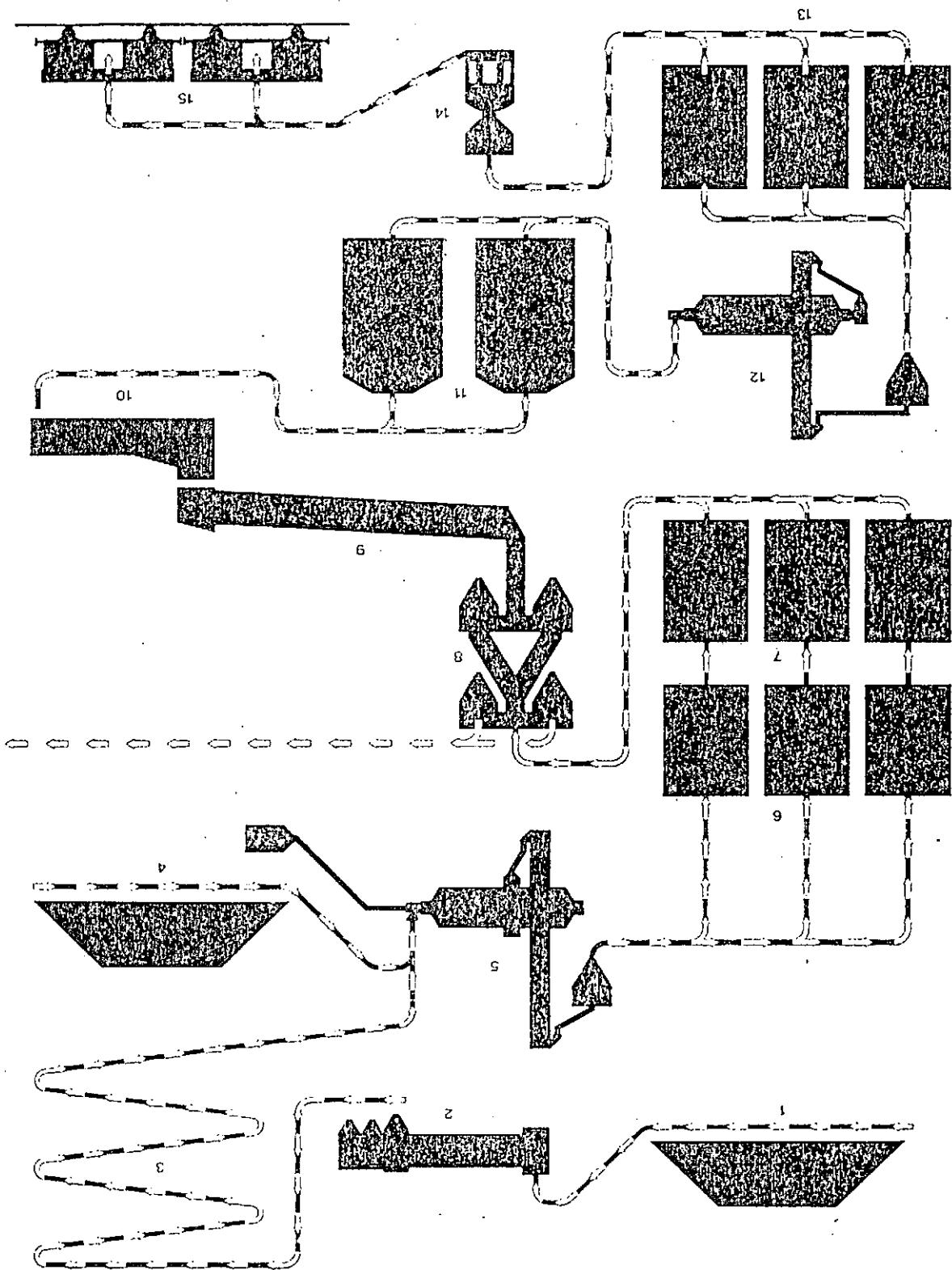
Production of Cement and Sulphuric Acid

from anhydrite, natural and waste gypsum

EUROTECNICA S. A.

Av Corrientes 457 - 1º Piso
(1043) Buenos Aires





Grande Gypsum storage place
Dryring and calcination drum
Clinker storage place
Raw-meal storage
Raw-meal homogenization unit
Clinker mill
Clinker storage
Rotary kiln
Storage place for additives
Chimney cooler
Cement storage
Cement packing plant
Shipping

mpelle plant

Production of Cement and Sulphuric Acid

from anhydrite; natural and waste gypsum

Foreword

The decision to develop a process for the simultaneous production of sulphuric acid and cement from calcium sulphate has been determined by the following facts:

- 1) The demand of the chemical industry for sulphuric acid is in continuous rise
- 2) the same applies to the demand of the building industry for cement
- 3) besides the sulphidic raw materials, nature offers a large amount of sulphate sulphur in natural gypsum and anhydrite
- 4) there is, especially in the production of phosphoric acid, the problem of the growing dumps of waste gypsum where the sulphuric acid consumed for phosphate decomposition is again available at nearly 100% in combined state.

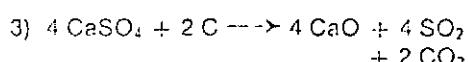
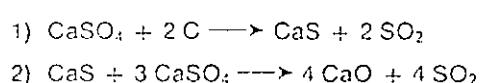
The industrial concept aims at developing an appropriate and economic process by means of which the calcium component of anhydrite or of the natural or waste gypsum, can be used for the production of cement whereas the sulphate component is used to produce sulphuric acid. The firms Polysius A.G. at Neubeckum and Lurgi Gesellschaft für Chemie und Hüttenwesen mbH in Frankfurt (Main) have agreed upon a worldwide cooperation in the construction of such plants, as follows:

Polysius will contribute with its pluridecennial experience in the construction of cement machines and plants.

Lurgi brings in 70 years of know-how in the construction of sulphuric acid plants.

Principle of Process

The process is based on the thermal reductive decomposition of CaSO_4 in the presence of additives.



The resulting CaO reacts with the additives which contain silica, clay, and iron, producing cement clinker, whereas the CO_2 is transformed into sulphuric acid according to the gross balance

Anhydrite, natural or waste gypsum, and the necessary additives are pre-crushed, dried, stored and ground in a ball mill. After homogenization, the raw meal is fed to a rotary kiln and fuel is supplied to produce cement clinker and set SO_2 free. The cement clinker is cooled and then ground to cement.

The sulphur dioxide in the waste gas of the rotary kiln is cleaned, cooled and dried. Afterwards, it is transformed by catalysis to SO_3 which is subsequently absorbed in sulphuric acid and recovered as 96–98% sulphuric acid or oleum.

Cement Production

Preparation of the raw materials.

Raw meal is prepared from the raw materials in various ways, according to the nature of the respective CaSO_4 carrier:

Anhydrite

is won from the quarry and crushed to lumps of 0–30 mm size. Together with clay, reduction coke, and other additives (if necessary) the crushed anhydrite is dried in a pulverizing and drying unit ("Doppelrotator") and ground to raw meal fineness.

Natural gypsum

is equally won from the quarry, crushed to lumps of 0–30 mm size and then dried and calcined in a calcinator. Clay, reduction coke, and other additives (if necessary) are dried and ground together with the calcined gypsum in a pulverizing and drying unit ("Doppelrotator") where at the same time the clay and coke are freed from moisture.

Waste gypsum

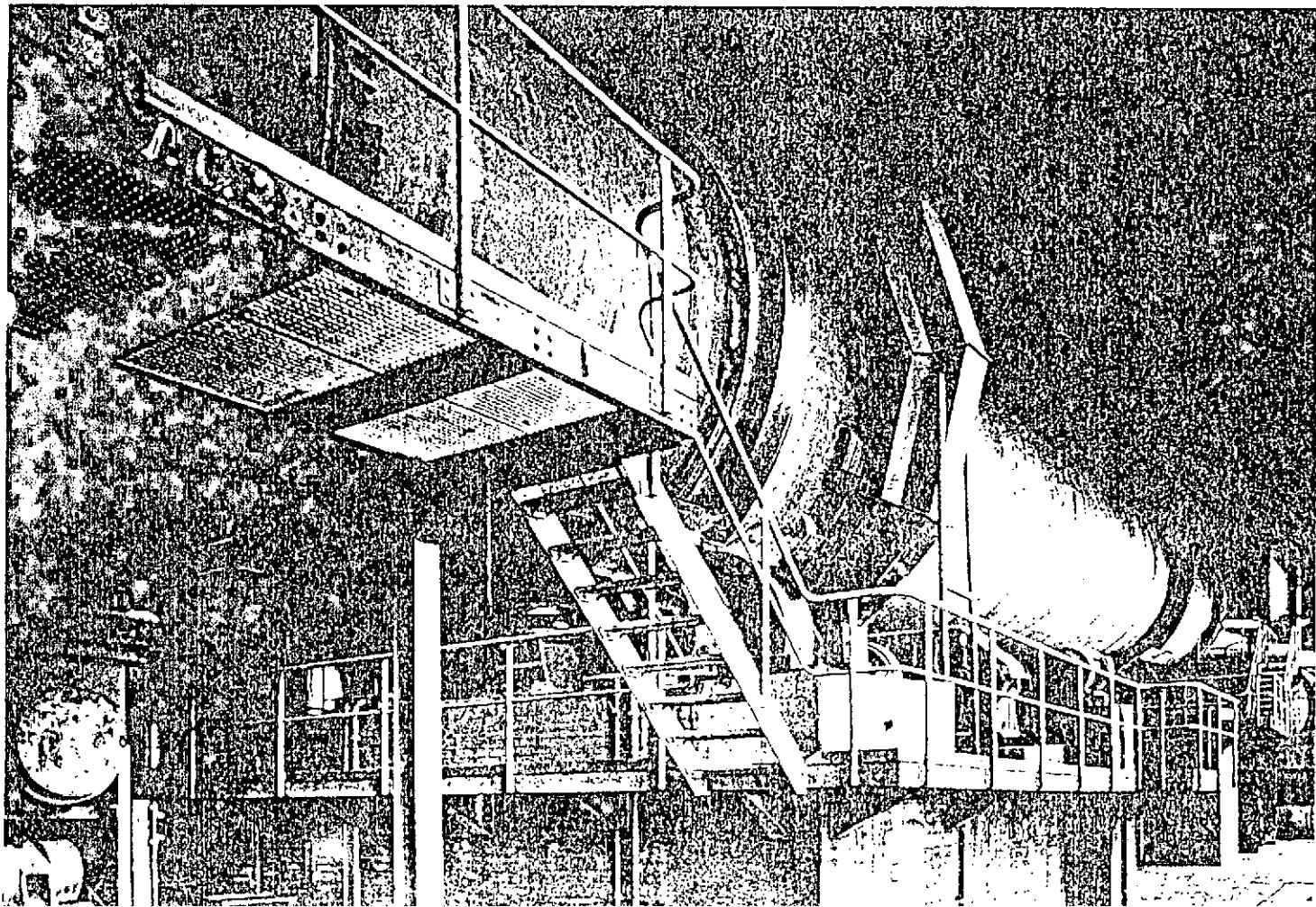
which is very fine and has a high moisture content is first dried and calcined in a calcinator.

"Doppelrotator"

The moist material is ground in a sifter mill having a central discharge zone; this mill has been developed by Polysius and given the name of "Doppelrotator". It guarantees an optimum in the utilization of power for the grinding and drying process. The pre-crushing and the fine grinding respectively take place in special, and separately fed, grinding chambers. For very moist material, the pre-crushing chamber is preceded by a drying chamber.

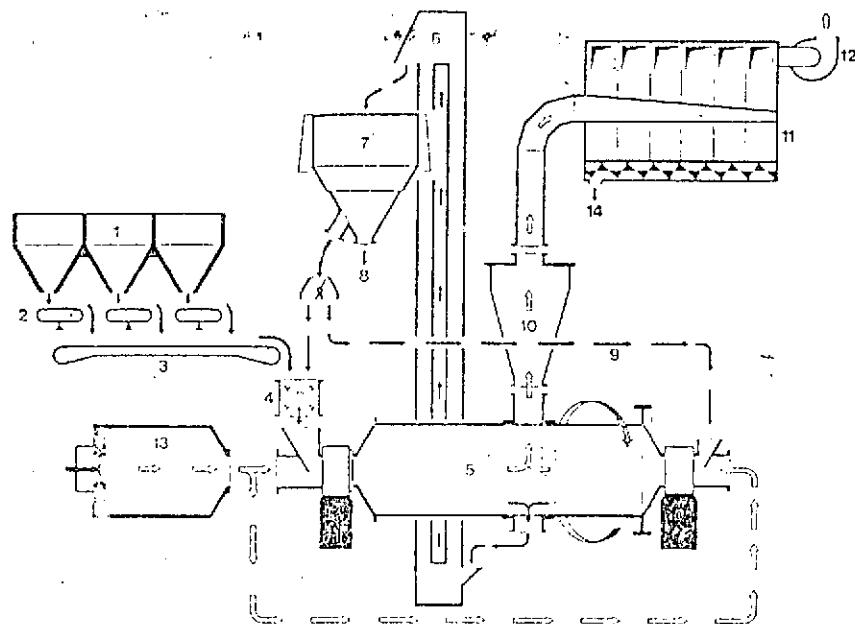
Each of the two chambers is bordered by a slotted wall through which the material passes to the central discharge zone from which it is discharged through outlet openings located at the periphery of the mill cylinder.

Gypsum drying and calcination unit (drying drum)



Homogenization

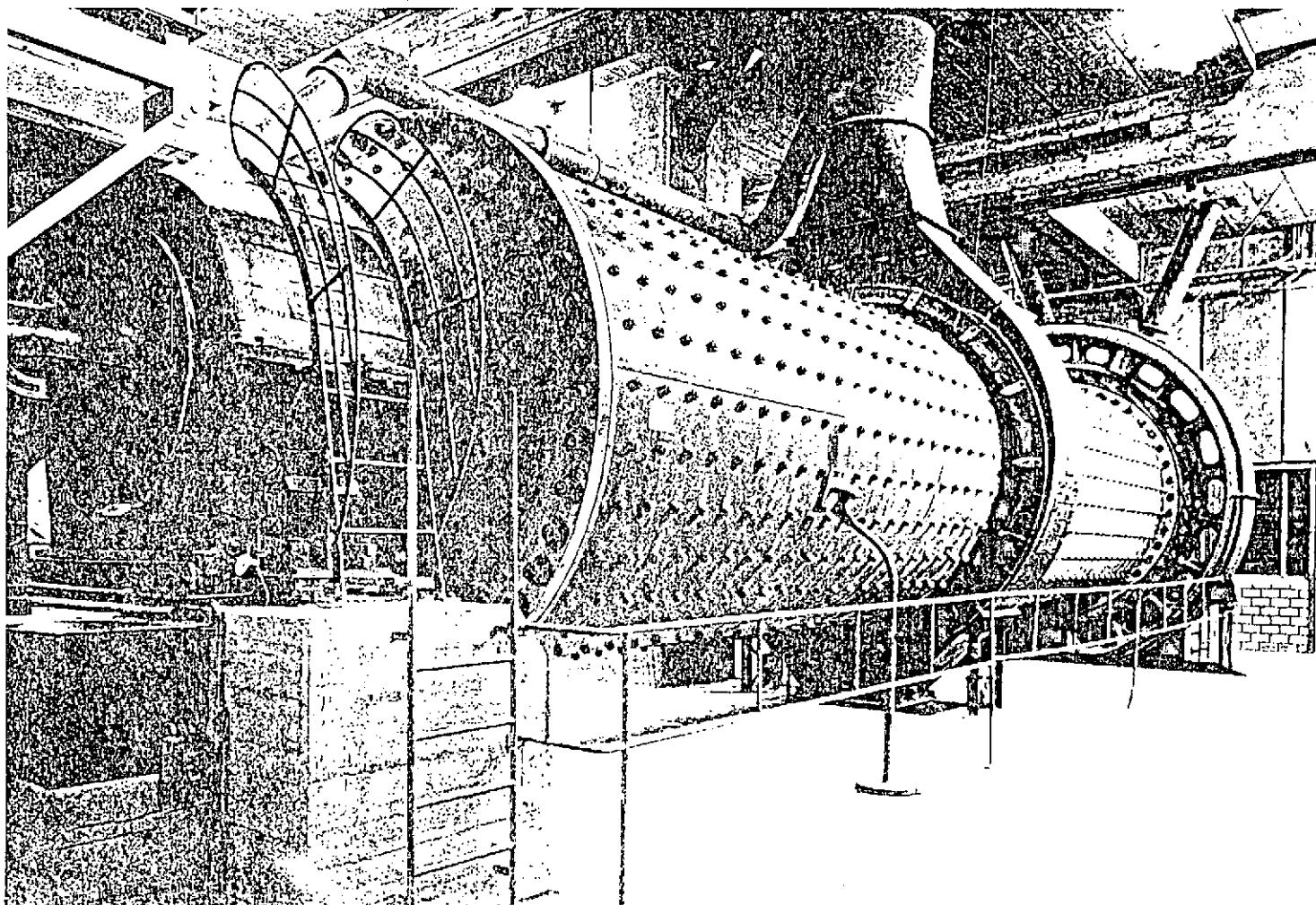
The raw meal is subsequently homogenized and stored in a silo. The Polysius mixing and homogenizing plant operates in discontinuous rhythm; finely dispersed air is blown into the silo; the various components of the material contained are whirled so as to form a fluidized bed in homogeneous mixture.



Pulverizing and Drying Unit

1 Charge bin	6 Bucket elevator	11 Dedusting filter
2 Proportioning unit	7 Sifter	12 Waste gas fan
3 Feeding belt	8 Finished product outlet	13 Firing
4 Double flap valve	9 Coarse grain return	14 Dust outlet
5 "Doppelrotator"	10 Coarse grain separator	

Raw-material pulverizing and drying unit (Doppelrotator)



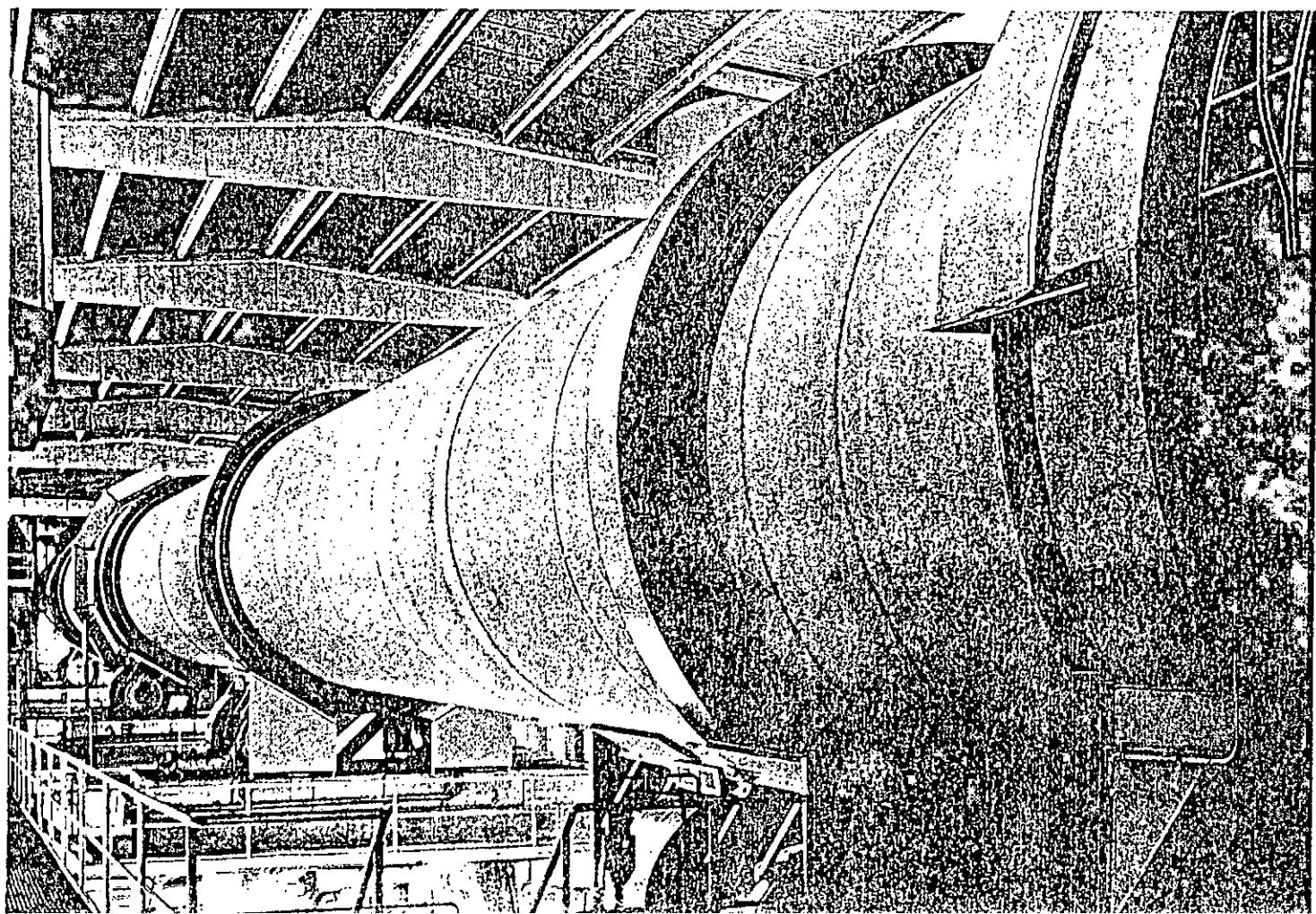
Clinker burning and cooling

The CaSO₄ contained in the raw meal is decomposed in the rotary kiln and the resulting CaO is sintered with silica, alumina and iron oxide, yielding cement clinker. The waste gas from the kiln contains sulphur dioxide and is carried to the sulphuric acid plant. To improve heat exchange, the rotary kiln is preceded by a two-stage heat exchanger, type DOPOL (see illustration).

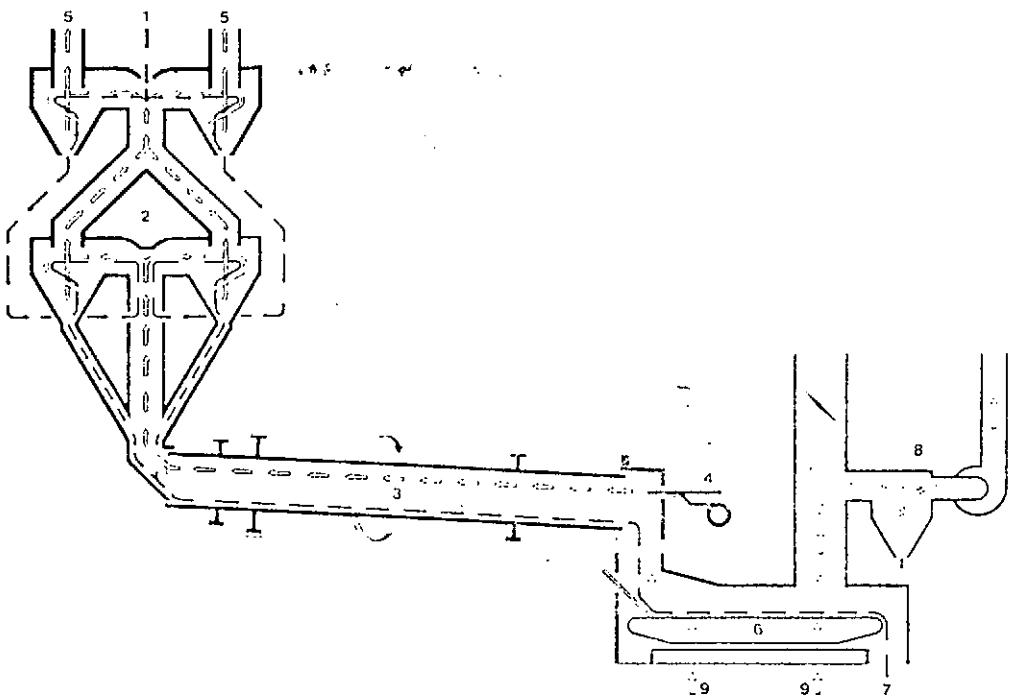
Owing to the special design of the second heat-exchanger stage, the waste gas undergoes a pre-dedusting.

The rotary kiln is followed by a travelling-grate cooler ("Recupol" cooler) where the hot cement clinker is cooled in a transversal stream; the clinker is then carried by conveyor belts to the storage place.

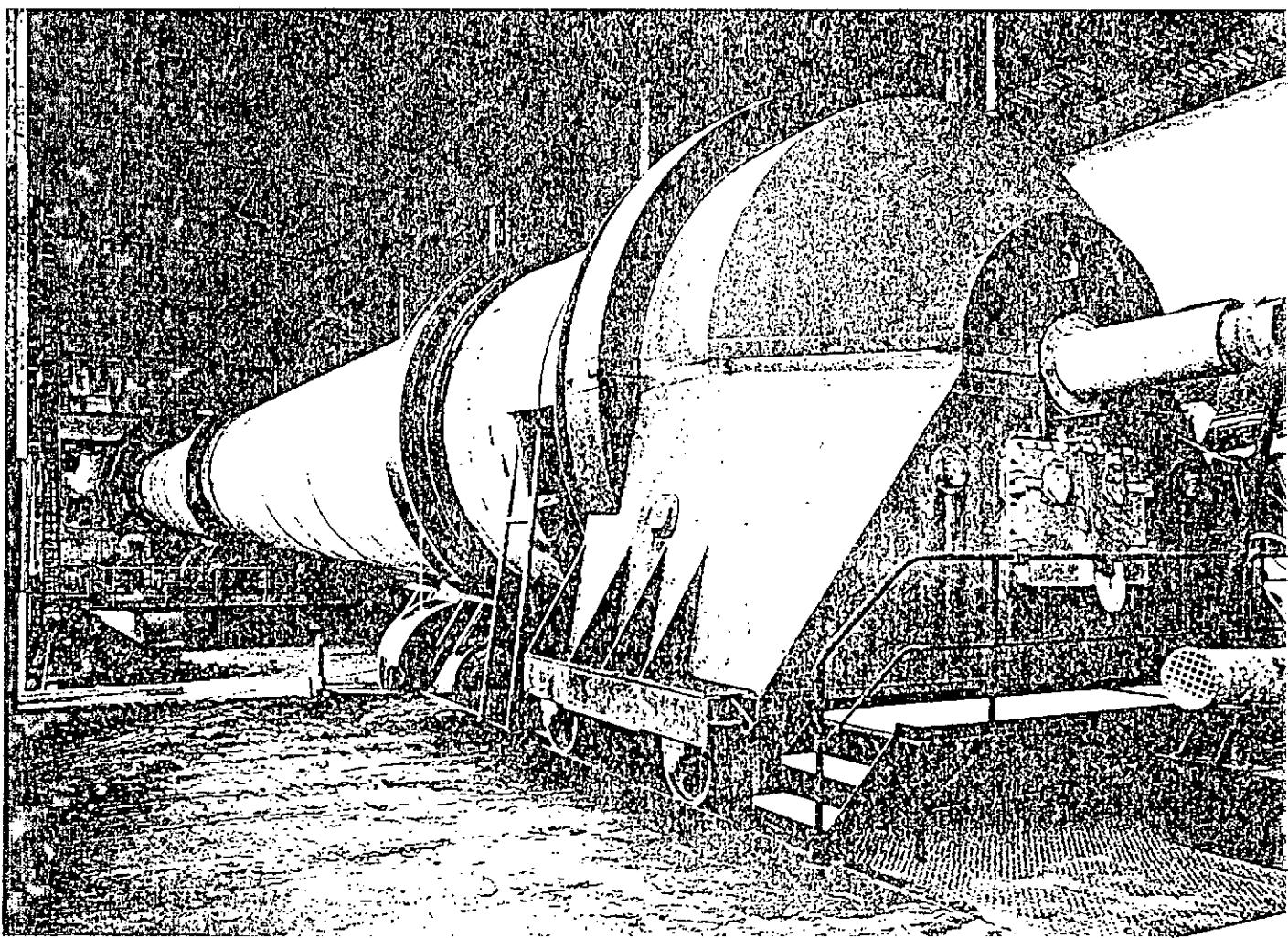
Cement clinker burning unit (Rotary Kiln/DOPOL)



Rotary Kiln-unit



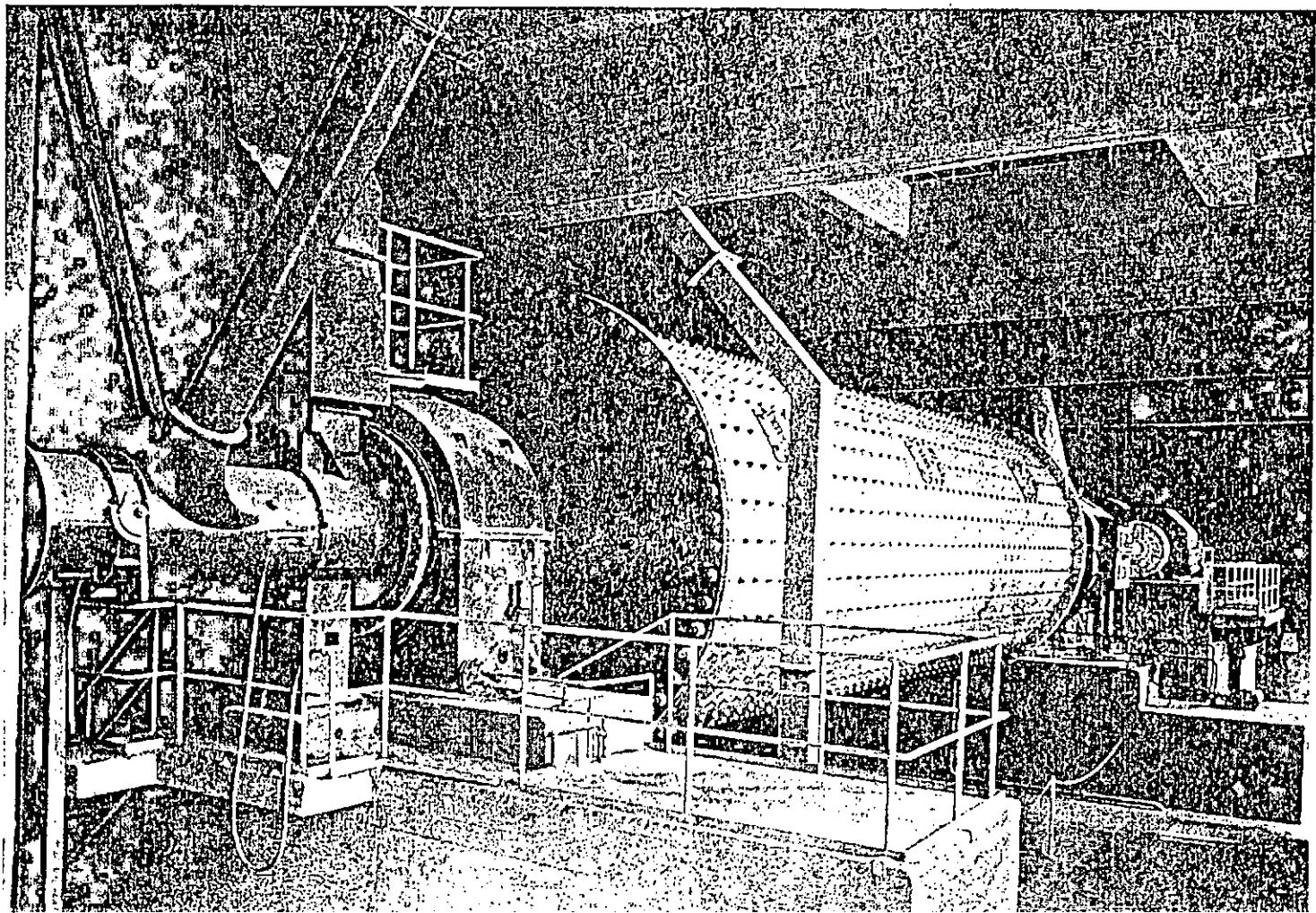
Movable head of the rotary kiln

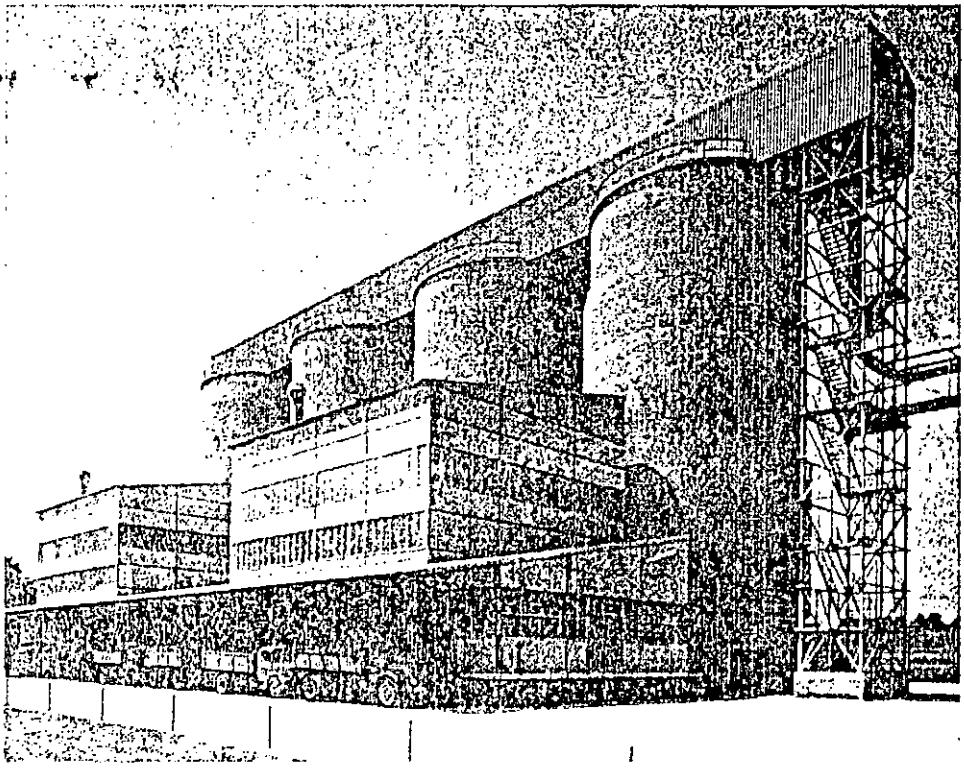


Clinker grinding and cement packing

The stored cement clinker is ground to cement in the cement mill, with 3–5% of gypsum as an additive to regulate the setting time. The grinding is performed in a two-chamber sifter mill (see illustration) the two chambers of which are disposed in series. The cement is separated in a sifter from the coarse grains which return to the first chamber of the cement mill. An optimum yield is reached in the grinding by discharging the finished product from the mill in due time. The finished cement is stored in silos and subsequently packed and shipped.

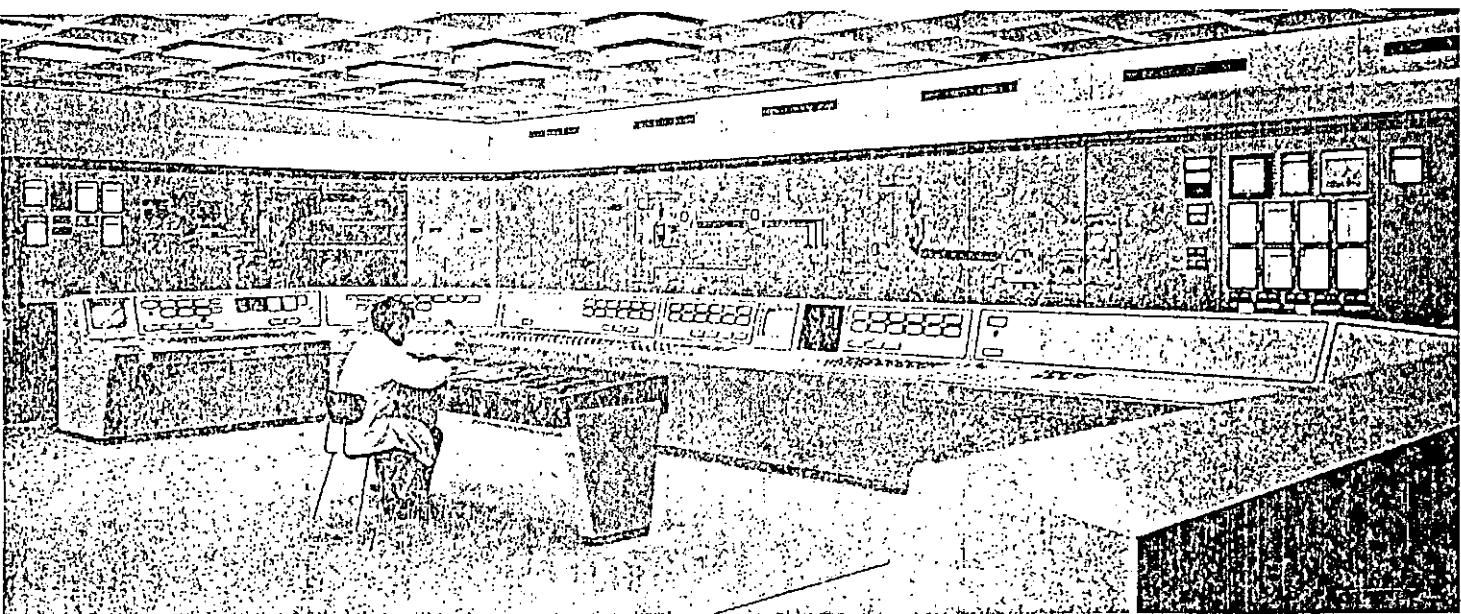
Cement clinker grinding unit (2-chamber sifter mill)





Cement packing and shipping plant

Central control room for a cement plant



Automation

The individual sections of the plant are controlled and supervised from well-arranged control platforms, allowing for remote control of every unit and device by push-button or swivelling tracer.

Processes characterized by interdependence between different drives can be electrically interlocked in such

second drive is released only after the first drive was connected.

For batchwise processes as e.g. in homogenization plants, the order of succession of the different switching operations is likewise initiated and controlled under full automation.

A figure printer performs the recording. Polysius and Lurgi particularly spe-

cially designed cupboard-controlled plants. Very often, they provide their control panels with such control devices as to ensure the complete automation of entire processes without any manual intervention.

Flue Gas Cleaning

The gas arriving from the preheaters at a temperature of approx. 500° C is first conveyed through parallel cyclones where it is pre-dedusted and cooled. The dust separated is continuously evacuated by means of rotary dust valves.

The pre-dedusted gas is cooled in a non-insulated steel pipe down to a temperature of 350 to max. 400° C and then carried in horizontal stream through a hot-gas electro-precipitator plant. Its even distribution within the precipitator cross section is ensured by means of a gas distribution baffle at the gas inlet of the precipitator.

A rapping device eliminates the precipitated dust continuously from the collecting electrodes, the discharge electrodes, and the gas distribution baffle; the dust then descends to a longitudinal bin from which it is continuously evacuated by means of redlers and dust valves.

To avoid corrosion (which could take place e. g. at a temperature below the sulphuric acid dew point) the steel casing is provided with a reliable

thermal insulation; heat transfer is carefully avoided.

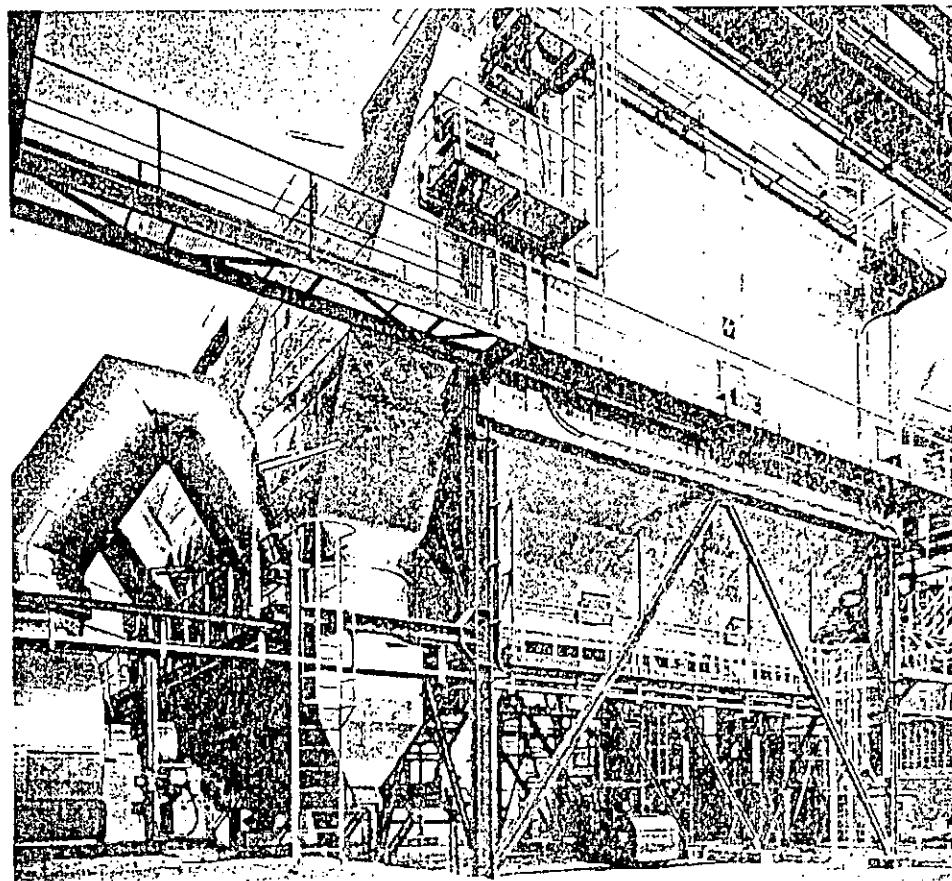
At the outlet of the hot gas electro-precipitator, the gas has a negative pressure of approx. 450 mm W. C. when compared to atmospheric pressure; this is dealt with by interposition of an intermediary fan having a static pressure difference of approx. 400 mm W. C.

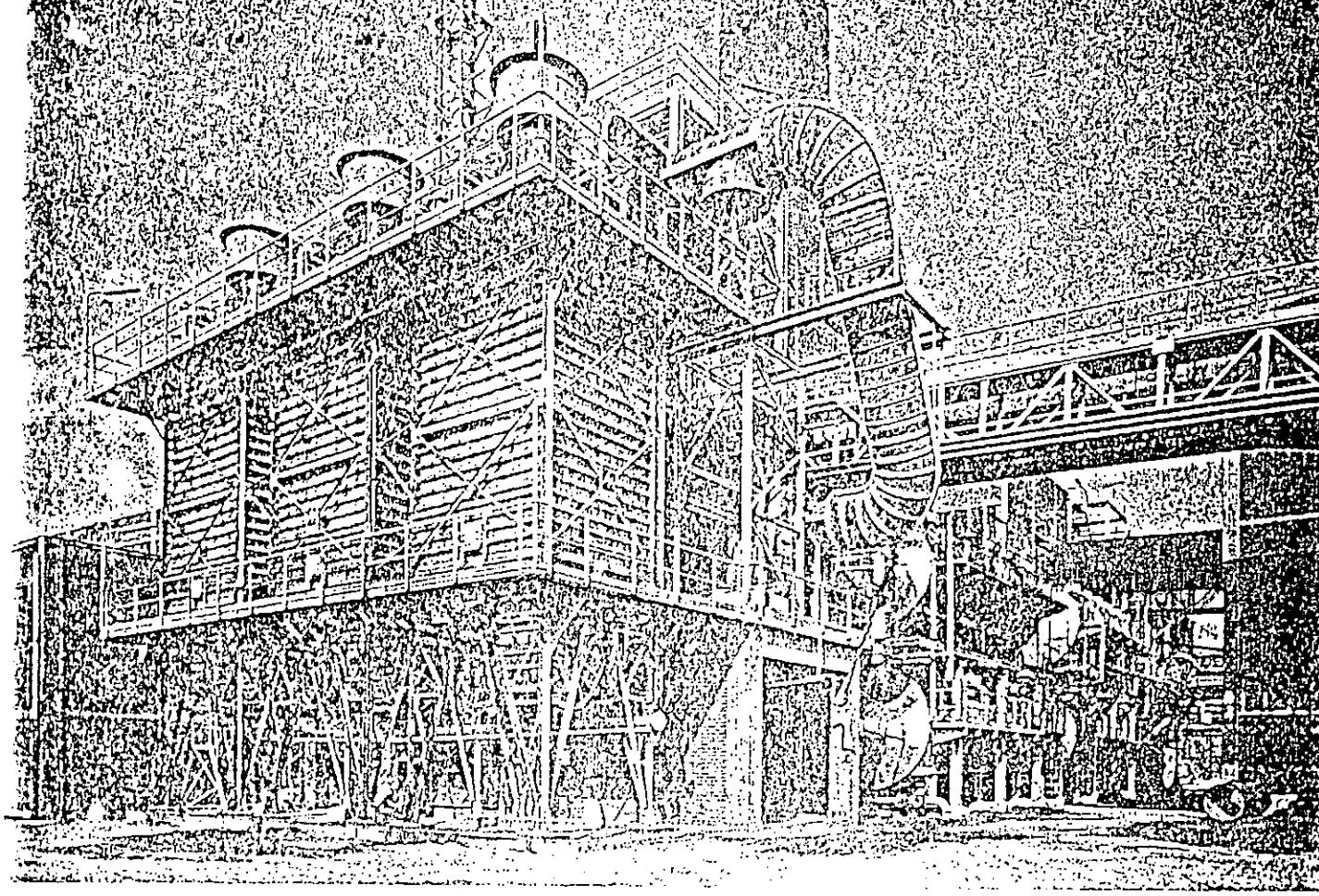
The gas is subsequently conveyed to a washing tower where it is cooled down to its saturation point by means of water evaporation. The material of the washing tower is lead or, if desired, plastics; the inside of the tower is equipped with an acid-proof brick lining.

The gas leaves the washing tower at a temperature of approx. 55° C, is conveyed to indirect gas coolers and there cooled down to the temperature needed for sulphuric acid production. It is subsequently conducted through several parallel wet electro-precipitators to obtain contact purity. This process eliminates the sulphuric acid mist resulting from the cooling in the

washing tower as well as the residual dust.

If desired, tubular electro-precipitators made of plastics can be used instead of the lead plate precipitators for the super-fine gas cleaning.

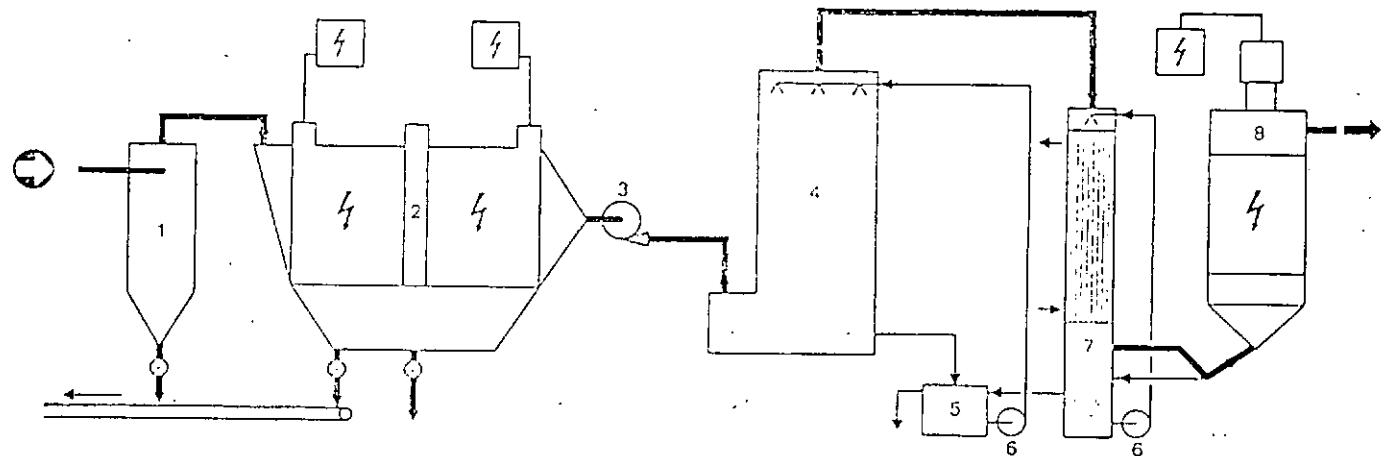




Wet electro-precipitator for furnace gas

Gas Cleaning Plant

Cyclone	3 Acid pumps	5 Intermediate tank	7 Indirect gas cooler
Hot gas electro-precipitator	4 Washing tower	6 Acid pumps	8 Wet electro-precipitator



Gas Cleaning Plant

Drying plant

After its secondary cleaning in the wet electro-precipitators, the ready-for-contact SO₂-containing gas flows through the drying tower. Here, it is irrigated in countercurrent with sulphuric acid and thereby stripped of water. Before the gas reaches the drying tower, air is aspirated to set the appropriate SO₂-O₂-ratio.

Contact assembly with heat exchangers

The dried gas is aspirated by means of a fan and conveyed to the contact assembly. It is heated in heat exchangers up to the operation temperature of the 1st tray (approx. 440° C.), thereby absorbing part of the reaction heat generated at the vanadin catalyst during the oxidation of SO₂ to SO₃. With the double catalysis process, the oxidation of SO₂ to SO₃ is raised to approx. 99.5%, compared to approx. 98% yielded by normal catalysis. Not only is the output of double catalysis higher but the atmosphere is better protected from pollution.

Absorption

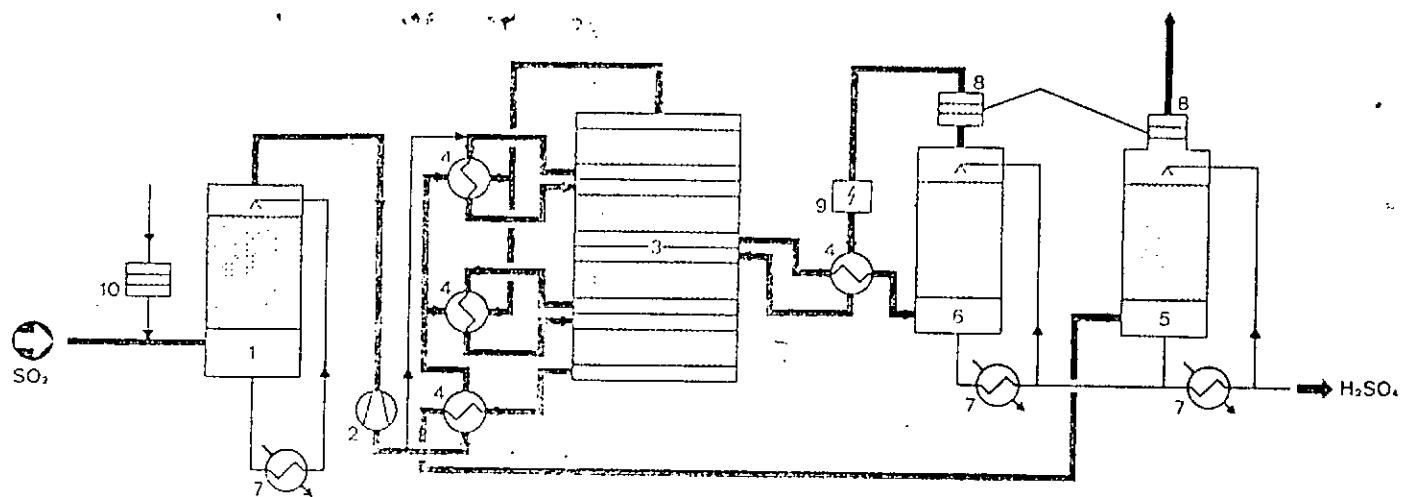
The SO₃ contained in the contact gas is recovered by irrigation with concentrated sulphuric acid. In the double catalysis process, an additional intermediary absorber is interposed. The design of the absorption towers is similar to that of the drying tower. The absorption heat generated is carried off through acid coolers to the cooling water; when air coolers are used, the heat leaves to the atmosphere.

Product

The sulphuric acid produced can be drawn off from the acid circuits in 96-99 percent-in-weight concentration or in the form of oleum. It is then cooled and conveyed by means of a pump to the storage tanks or directly to the consumer. Owing to the particular design of the drying tower, the process acid drawn off from the dryer acid circuit is virtually SO₂-free.

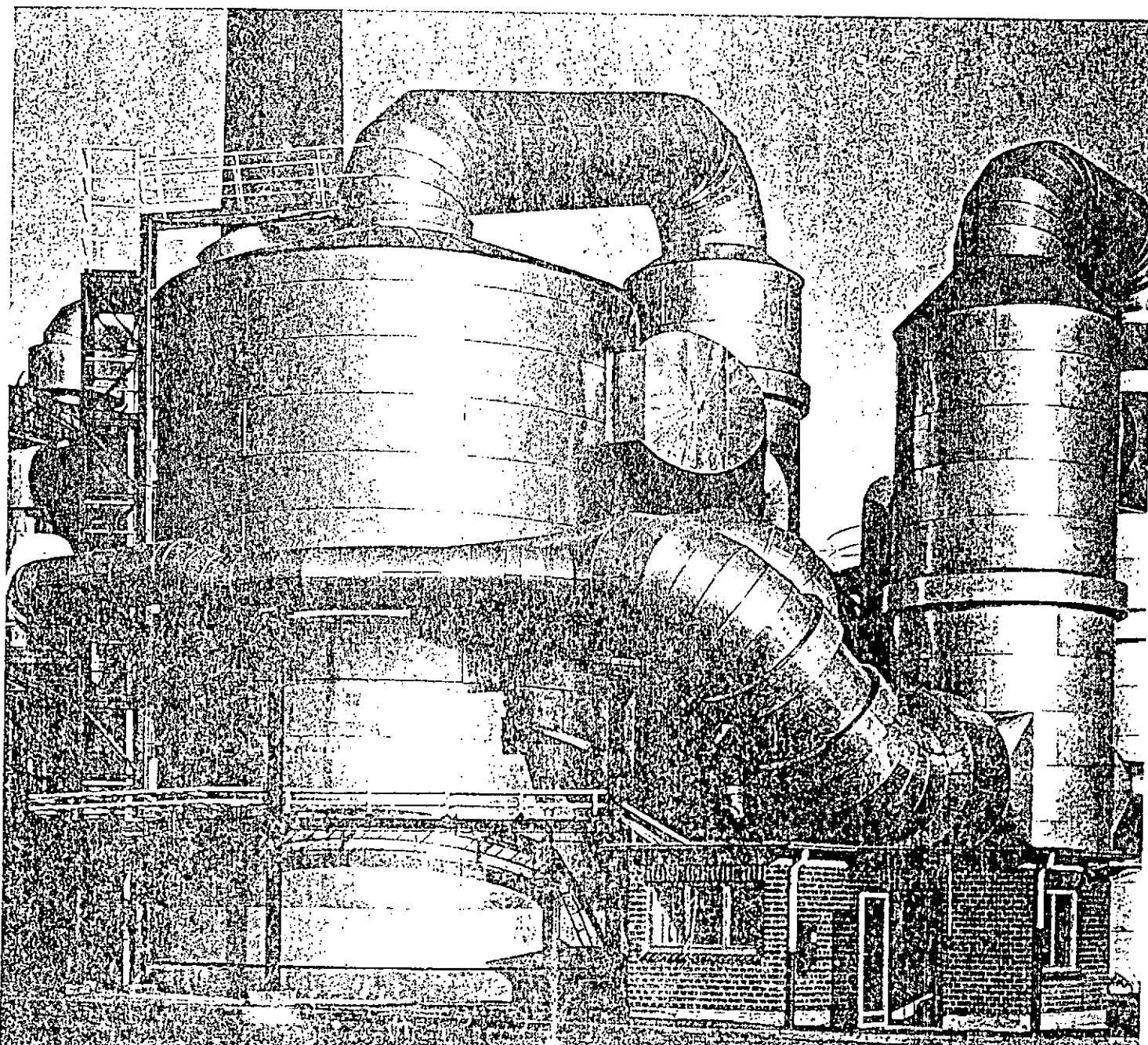
Gas demisting

The thermal reduction of calcium sulphate involves the generation of nitrogen-oxide-containing sulphuric acid mist so that an additional device for the demisting of the tail gas becomes necessary. In the double-catalysis plants, the mists appear already during the intermediate absorption. To obtain an optically clear tail gas and avoid corrosion of the subsequent intermediate heat exchanger, the above-mentioned sulphuric acid mist is separated already after the intermediate absorber. The demisting device consists in a combination of a mechanical separator with an electro precipitator. The small quantity of concentrated nitrogen-oxide containing sulphuric acid separated in the demisting device can be carried off either separately or through the acid circuits.

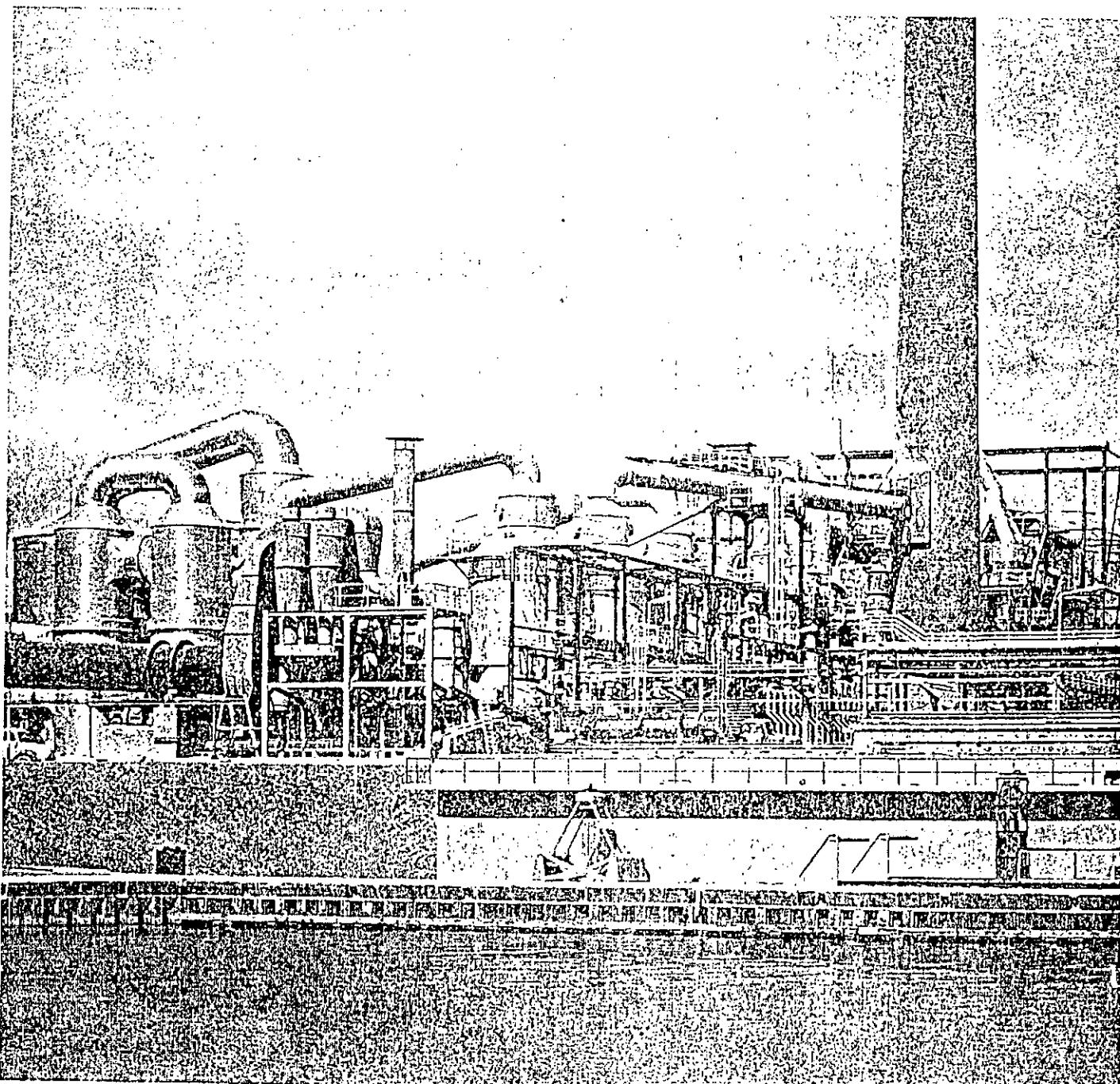


Sulphuric Acid Plant

- | | | | | |
|------------------------------|---------------------------|----------------------------------|------------------------------|---------------------------------|
| 1 : Drying tower | 3 : Converter | 5 : Final absorber | 7 : Irrigation cooler | 9 : Electro-precipitator |
| 2 : SO_2 fan | 4 : Heat exchanger | 6 : Intermediate absorber | 8 : Wire-mesh filter | |



Sulphuric acid plant





Lurgi Gesellschaft für Chemie und Hüttenwesen mbH
 Cables: Lurgichemie Frankfurtmain
 6 Frankfurt (Main), Gervinusstraße 17/19
 P.O.B. 119181
 Phone: 5 5071 (collective number)
 Telex: 4 11 108 lurgi ffm and 04 1 236 lurgi ffm (collective number)

American Lurgi Corporation
 235 East 42nd Street
 New York, N.Y., 10017

Lurgi (Australia) Pty. Ltd.
 608, St. Kilda Road
 Melbourne, Vic., 3004

Lurgi Benelux S. A.
 Rue de l'Aurore 10,
 Bruxelles 5

Branch office:
 Lurgi Benelux N. V.
 Herengracht 370,
 Amsterdam

Lurgi Canada Ltd.
 77 York Street
 Toronto 1

Lurgi Española S. A.
 Edificio Centro, Orense 11-6
 Madrid-20

Lurgi Italiana S. p. A.
 Via de Amicis 49
 I-20 123 Milano

Lurgi Mexicana S. A.
 Presidente Masaryk 191
 Mexico 5, D.F.

Lurgi S. A.
 69, Rue St. Lazare
 Paris (9^e)

Lurgi South Africa (Pty.) Ltd.
 401, Westpoint, 11 Biccard Street
 Braamfontein, Johannesburg

Lurgi (U. K.) Ltd.
 2/4 King Street, St. James's
 London SW 1

Lurgi Verfahrenstechnik
Gesellschaft mbH, Wien
 A 1090 Wien
 Währingerstraße 15, Mezz.

Lurgi Zürich A. G.
 CH 8008 Zürich
 Kreuzbühlstraße 8

Svenska Lurgi AB
 Bällstavägen 30/32,
 16171 Stockholm-Bromma

Lurgi Gesellschaft fuer Waerme-
und Chemotechnik mbH
Tokyo Branch Office
 Rotary Building, 27,
 1-chome, Kanda,
 Nishiki-cho, Chiyoda-ku, Tokyo

ELECTROTECNICA S. A.

Ay. Corrientes 457 - 1º Piso
 (1043) Buenos Aires

Nº 11, KM. 11,5 - 1200 S. A. G. I. P.
 Florida 511 - Col. Industrial Jardín
 1200 Buenos Aires
 Tel. 395-9306/07

Polysius AG
 4723 Neubeckum/Germany
 Phone: (02525) 711
 Telex: 08921581

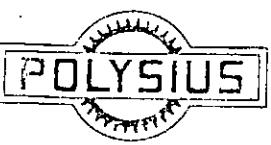
Polysius (Pty.) Ltd.
 Johannesburg (S. A.)

Polysius S. A.
 Zurbano, 76
 Madrid-3

Polysius Ltd.
 The Bank,
 Accot, L. (Great Britain)

Polysius S. A. R. L.
 3-7, Avenue Paul Doumer,
 92 Boull. Malesherbes (France)

General Representation for Italy
 Eich, Maumary & C., S. p. A.





INFORMACIONES TECNICO - COMERCIALES
=====

referentes

a una Planta Productora de

Ácido Sulfúrico

y

Cemento

a partir de Yeso

Capacidad de planta: 500 t/día de ácido sulfúrico

Capacidad anual: 165.000 t (330 días/año)



I N D I C E
=====

1. PARTE TECNICA

- 1.1. Descripción de la planta
- 1.2. Volumen de suministros
- 1.3. Exclusiones del suministro
- 1.4. Datos técnicos de diseño
- 1.5. Consumo de medios de servicio y materias primas por tonelada de ácido sulfúrico producida.

2. PARTE COMERCIAL

- 2.1. Precio de la planta
- 2.2. Plazo de entrega y ejecución de la obra
- 2.3. Informaciones generales de la planta.

1. PARTE TECNICA

1.1. Descripción de la planta

La fabricación de cemento.

Preparación de las materias primas.

Dependiendo del tipo de material que contiene el CaSO_4 , hay varios métodos para la preparación de las materias primas a fin de obtener el polvo bruto.

El yeso natural

es igualmente obtenido en la cantera, reducido en una instalación trituradora a un tamaño de 0 a 30 mm. El yeso es molido junto con arcilla, coque reductor y otros aditivos posiblemente necesarios en una instalación combinada de molienda y secado donde se expulsa al mismo tiempo la humedad contenida en la arcilla y el coque.

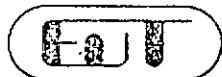
Para la molienda del material húmedo se usa un molino clasificador. El molino aprovecha en forma óptima la energía requerida para la molienda y el secado. La molienda primaria y secundaria se realiza en cámaras de molienda especiales. Para material muy húmedo se coloca una cámara de secado delante de la cámara de molienda primaria. Ambas cámaras de molienda son limitadas por un tabique ranurado por el cual pasa el material molido.

Homogeneización

El polvo bruto es homogeneizado subsiguentemente y almacenado en un silo. La instalación mezcladora y homogeneizadora funciona en forma discontinua o continua correspondiente a la variación de los componentes: el contenido del silo que se constituye en varios componentes es convertido en un lecho turbulento por la insuflación de aire atomizado, siendo mezclado homogéneamente en el proceso.

Cocción y refrigeración del clinker

El CaSO_4 contenido en el polvo bruto es disgragado en la instalación del horno rotatorio y el CaO obtenido así es sinterizado junto con sílice, alúmina y óxido de hierro para formar clinker de cemento. Los gases residuales del horno



que contienen dióxido de azufre son llevados a la instalación de ácido sulfúrico. Se logra un desempolvado preliminar de los gases residuales en un ciclón. El clinker de cemento caliente es enfriado en un refrigerador tubular colocado detrás del horno rotatorio, siendo llevado después al almacén de clinker por cintas de transporte.

Molienda y embalaje del clinker

Transcurrido cierto tiempo de almacenaje, el clinker de cemento es molido para la obtención de cemento en una instalación de molienda con la adición de un porcentaje de yeso (para regular el período de fraguado). Con este fin se aplica un molino clasificador de dos cámaras donde se realiza la molienda en dos cámaras dispuestas en serie. En un separador el cemento es separado de los gruesos que vuelven a la primera cámara del molino de cemento. Dado que se descarga el producto útil a tiempo del molino, se alcanza un efecto de molienda óptimo. El cemento útil es almacenado en silos, siendo después embalado y cargado.

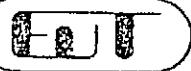
Automación

Las diferentes partes de la instalación son controladas y vigiladas por puestos de mano con disposición clara de los instrumentos. Desde allí se puede maniobrar cada aparato por control remoto mediante pulsadores o manipuladores giratorios. Aquellos procesos que requieren la interdependencia de varios accionamientos pueden ser enclavados eléctricamente de forma tal, que no se proporciona la tensión de mando del segundo accionamiento hasta que no se haya arrancado el primero. En el caso de procesos discontinuos como por ejemplo en las instalaciones homogeneizadoras, se inicia y controla el orden de las varias conexiones también en forma completamente automática. Se registran los valores en impresos digitales.

LURGI se ha dedicado especialmente a los problemas de regulación de las instalaciones controladas por armarios de mando. Sus paneles de control son en muchos casos dotados de reguladores y elementos de regulación garantizando que se pueden llevar a cabo automáticamente procesos enteros, es decir sin ninguna intervención manual.

Depuración de los gases procedentes del horno

El gas que sale del horno con una temperatura de 450°C aproximadamente, pasa primeramente por ciclones conectados en paralelo para su desempolvado previo y refrigeración. El polvo captado es descargado continuamente por esclusas de ruedas celulares.



Los gases depurados previamente son refrigerados en una tubería de acero sin aislamiento a una temperatura de 350 °C hasta 400°C como máximo, fluyendo en sentido horizontal por una instalación de electrofiltros para gas caliente. Para conseguir una distribución uniforme del gas sobre la sección transversal del filtro, se instala una pared distribuidora a la entrada del gas.

El polvo captado por los electrodos de precipitación, de emisión y la pared distribuidora de gases, es recogido continuamente por un dispositivo de golpeo, cayendo en una tolva longitudinal y siendo descargado continuamente por transportadores redler y esclusas de ruedas celulares.

A fin de evitar la corrosión (por ej. por temperaturas bajo el punto de rocío del ácido sulfúrico) la caja de acero viene dotada de un aislamiento térmico eficaz; se evita así por la mayor parte una transferencia del calor.

Debido a que los gases a la salida del electrofiltro en caliente acusan una presión frente a la atmósfera de 0 mm c.d.a. aproximadamente, se instala un soplante intermedio antes del electrofiltro caliente.

Después los gases son llevados a una torre de lavado donde son refrigerados a su punto de saturación por la evaporación de agua. La torre de lavado está construida en plomo; como variante se puede usar también un material plástico. El lado interior de la torre viene mamposteado de ladrillos antiácidos. Los gases salen de la torre de lavado a una temperatura de aprox. 55°C, siendo llevados a refrigeradores indirectos donde se los enfriá a la temperatura necesaria para la producción de ácido sulfúrico.

Después pasan por varios electrofiltros en húmedo conectados en paralelo donde obtienen la pureza necesaria para entrar en contacto con el catalizador. El polvo residual contenido en los gases y las nieblas de ácido sulfúrico producidas en la torre de lavado son separadas allí. En vez de electrofiltros de plomo con placas se pueden usar también, como alternativa para la depuración secundaria de los gases, filtros tubulares de plástico.

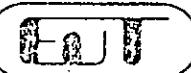
La producción de ácido sulfúrico

Instalación de secado

Los gases SO₂ preparados para la conversión pasan por la torre de secado después de su depuración secundaria en los electrofiltros húmedos. En esta última torre son regados en contracorriente con ácido sulfúrico concentrado para separar el agua que contienen. Con el fin de ajustar la relación SO₂ : O₂ necesaria, se aspira aire de dilución delante de la torre de secado.

Grupo de contacto con intercambiadores de calor

Los gases secos son aspirados por un soplante e impelidos al grupo de contacto. En intercambiadores térmicos los gases son calentados a la temperatura de servicio de la primera bandeja (aprox.



440°C); en el proceso acogen una parte del calor de reacción que se produce durante la oxidación del SO₂ a SO₃ en el catalizador vanadífero. En el caso del procedimiento de doble catálisis se aumenta el grado de conversión del SO₂ en SO₃ a un 99,5 % aproximadamente, mientras que con la catálisis normal se obtiene un 98 %. Otra ventaja, aparte del mejor rendimiento, es que la catálisis doble evita eficazmente la polución del aire.

Absorción

El contenido en SO₃ del gas convertido, es recuperado en un absorbedor por riego con ácido sulfúrico concentrado. En el caso de la catálisis doble se intercala un absorbédro intermedio adicional. Estas torres de absorción están construidas según el mismo diseño que la torre de secado. El calor de absorción producido es eliminado por refrigeradores de ácido siendo entregado al agua de refrigeración o, en caso de refrigeradores por aire, a la atmósfera.

Producción

Se puede derivar el ácido sulfúrico producido de los circuitos de ácido en una concentración del 96 al 99 % en peso o en forma de óleum. Después se lo refriega y lleva por una bomba a los depósitos de almacenaje o a los consumidores directamente. El ácido producido derivado del circuito de secado queda prácticamente exento de SO₂ gracias al diseño especial de la torre de secado.

Instalación disipadora de nieblas

Durante la reducción térmica del sulfato de calcio se producen nieblas de ácido sulfúrico que contienen óxido nítrico, requiriéndose por lo tanto una instalación para eliminar estas nieblas de los gases de cola. En las instalaciones de catálisis doble estas nieblas ocurren ya en el absorbédro intermedio.

A fin de obtener un gas que sea ópticamente claro y evitar la corrosión en el intercambiador intermedio que sigue las nieblas de ácido sulfúrico son separadas ya detrás del absorbédro intermedio. La instalación para la eliminación de nieblas consiste en una combinación de un separador mecánico con un electrofiltro. La poca cantidad de ácido sulfúrico concentrado contenido en óxido nítrico recogida en estos filtros puede ser o bien separada o bien descargada a través de los circuitos de ácido.



1.2. Volumen de suministros

Abarca la planta productora de ácido sulfúrico y cemento a partir de yeso natural, en condiciones "Turn-Key" dentro de "Battery Limits" y se compone esencialmente de:

- a) Planta productora de cemento
- b) Planta productora de ácido sulfúrico.

Planta productora de cemento

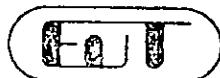
- Trituración y preparación del crudo para la molienda.
- Molienda del crudo por molino de bolsas con sus alimentadores, transportadores, separadores y filtro de mangas correspondiente.
- Silos de mezcla y homogeneización, inclusive compresores de agitación y filtros de depuración.
- Horno rotativo con su alimentación, enfriador tubular y transporte de clinker.
- Limpieza de los gases del horno mediante ciclones previos y filtro electrostático para alta temperatura con su correspondiente ventilador.
- Equipo de preparación del combustible y equipo de combustión propiamente dicho.
- Depósito de clinker y yeso natural con sus correspondientes transportadores.
- Molienda de cemento mediante molino de bolas con sus correspondientes alimentadores, sistema de transporte, separadores y filtro de mangas.
- Silos de cemento.
- Equipo de despacho y envase.

Planta productora de ácido sulfúrico

- Electrofiltro para operación en caliente, completo, con ruedas celulares, rectificador de corriente, electrodos de emisión y precipitación, dispositivo de golpeo, etc.



- Torre de lavado construída en plomo o material plástico revestida con ladrillos antiácidos, con tanque de recolección y bomba de circulación.
- Refrigerador de gas construido en plomo para refrigeración indirecta con agua del gas de proceso, inclusive bomba de circulación.
- Electrofiltro de operación húmeda construido en plomo.
- Torre de secado de los gases provenientes de los electrofiltros húmedos, torre de absorción intermedia (catálisis doble) y torre de absorción final. Todas las torres van revestidas con ladrillos antiácidos con sus correspondientes tanques de recolección, bombas de circulación y refrigeradores de ácido indirectos. Las torres pueden ser construidas de acuerdo a diseños normales en contracorriente o en su defecto de acuerdo a los últimos diseños LURGI como torres Venturi. Van equipadas con filtros "Wiremesh" para la separación de partículas y nieblas de ácido sulfúrico.
- Electrofiltro para la depuración de neblinas de nitrosulfúrico (después del filtro Wiremesh de la torre de absorción intermedia).
- Grupo de contacto con sus correspondientes intercambiadores de calor del tipo tubular, compuesto por 4 bandejas con sus correspondientes masas catalíticas para la conversión de SO_2 en SO_3 revestido con materiales antiácidos.
- Un soplante radial para el transporte de los gases de SO_2 desde el electrofiltro caliente hasta la chimenea de la planta.
- Todas las tuberías de gas, cañerías de servicios, accesorios y estructuras de acero.
- El instrumental de medición y regulación de la planta, inclusive tablero de comando.
- Instalación eléctrica completa de baja tensión, incluído motores, cables eléctricos, contactores, etc.
- Montaje de la planta y puesta en marcha.
- Obras civiles dentro de batería límite.



1.3. Exclusiones del suministro

El volumen de suministro correspondiente a la planta no abarca suministros fuera de batería límite, como tampoco:

- Sistema de enfriamiento del agua de refrigeración.
- Almacenamiento del ácido sulfúrico producido.
- Chimenea de la planta de ácido sulfúrico para una altura por arriba de 30 metros.
- Transformador de alta tensión.
- Playa de almacenaje de las materias primas que llegan de sus yacimientos.

1.4. Datos técnicos de diseño

Capacidad de planta: 500 t/día de ácido sulfúrico 100 %, lo que implica 165.000 t/año para 330 días por año.

Conversión planta ácido sulfúrico 99,5% (doble catálisis).

500 t/día de cemento Portland.

1.5. Consumo de medios de servicio y materias primas por tonelada de ácido sulfúrico producida.

	Consumo unidad por t/MH	Precio \$/unidad	Costo \$/t MH
Yeso natural ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)	1,72 t		
Arcilla	0,24 t		
Aridos	0,01 t		
Coque	0,1 t		
Energía calórica			
Calentamiento	200.000 Kcal		
Producción de cemento	1.670.000 Kcal		
Vapor para calentamiento de petróleo pesado	8,1 t		



	Consumo unidad por t/MH	Precio \$/unidad	Costo \$/t MH
Energía eléctrica	190 kWh		
Agua de refrigeración (20°C)	80 m ³		
Agua de proceso	0,14 m ³		
Personal de operación			
Operarios	56		
Capataces	4		
Técnicos químicos	11		

Espacio de planta: aproximadamente 100 m x 200 m.



2. PARTE COMERCIAL

2.1. Precio de la planta

El precio de la planta productora de ácido sulfúrico y cemento a partir de yeso para un volumen de suministro como el descripto anteriormente y una capacidad de 165.000 t/año de ácido sulfúrico y cemento asciende a aproximadamente:

Planta de cemento:

- Suministros	DM 45.880.000,-
- Montaje	DM 9.630.000,-
- Obra civil	DM 11.800.000,-

Planta productora de ácido sulfúrico:

- Suministros	DM 30.100.000,-
- Montaje	DM 6.020.000,-
- Obra civil	DM 4.013.000,-

Estos precios se entienden expresados en Marcos Alemanes para las condiciones de precios de mano de obra y materiales imperantes en la Rep. Fed. Alemana y condiciones FOB (normas INCOTERMS 1953) para los suministros. No incluyen gastos consulares ni financieros.

2.2. Plazo de entrega y ejecución de la obra

El plazo de entrega de una planta de ácido sulfúrico y cemento a partir de yeso oscila en los 30 meses a partir de la aclaración de los detalles técnicos y comerciales para las condiciones de trabajo imperantes en este momento.

2.3. Informaciones generales de la planta

Adjuntamos información general sobre la empresa LURGI.

CONFERRERO S.A.

DIREC. TELEGRAP.
CONFERRERO
BATRES

AV. CORDOBA 950 11º PISO
1054 BUENOS AIRES - REP. ARGENTINA

TX. 210003 CONF AR
TEL. 010-0061-0057
0267-0200

BUENOS AIRES Setiembre 12 DE 19 83.

Sres.

Consejo Federal de Inversiones
San Martín 871
1004 Buenos Aires

88102

12/11/1983

FECHA

Ref.: Planta Acido Sulfúrico - Cemento, Peia. de Neuquén

De nuestra consideración:

Formalizando la conversación mantenida con el Ing. Don Domingo L. Sánchez tenemos el agrado de adjuntar a la presente la información técnico-económica de nuestra representada, la firma Krupp-Koppers GmbH.

Aprovechamos también la oportunidad para contestar el cuestionario de su anterior de fecha 7/6/83.

- (a) Respecto de la capacidad de las plantas ofrecidas deben remitirse a la página Nro. 21 de la mencionada información técnico económica.
- (b) Los consumos específicos pueden verse en la página Nro. 17 de la publicación; fundamentalmente pueden utilizarse todos los combustibles si bien habrá que contemplar la posible necesidad de utilización de aditivos.
- (c) La estimación del monto de la inversión está en la página Nro. 18 si bien referida a un tenor de ácido sulfúrico del 96% como se indica en la página 16.
- (d) En cuanto al porcentaje de participación de la industria argentina se estima que como mínimo será del orden del 80%, incluyendo por ejemplo la ingeniería civil, los trabajos de construcción como los correspondientes montajes.
- (e) En lo que a la financiación de los insumos importados se refiere (ingeniería, supervisión de montaje, puesta en servicio y equipamiento restante) deberá negociarse en el momento oportuno. Según nuestras posibilidades actuales un financiamiento á 5 años sería de considerar.
- (f) Según nuestra opinión el plazo de ejecución de la obra será

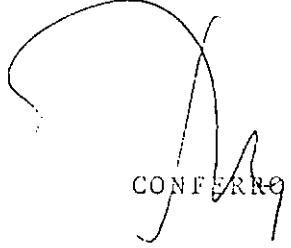
. / 2 -

entre 3 á 4 años. Este plazo será dependiente de las posibilidades de la industria argentina en razón de ejecutar la mayor parte de los trabajos.

- (g) Según la opinión de Krupp-Koppers una planta de 100 tons./día no es rentable. El precio estimativo para un instalación productora de 300 tons./día es del orden de 0,7 veces el precio de una instalación para 500 tons./día (Ver página Nro. 18 de la información indicada).

Entendemos así haber satisfecho vuestro requerimiento, quedando a vuestra entera disposición en los futuros pasos que demande este proyecto.

Sin otro particular, les saludamos muy cordialmente,



CONFERRERO S.A.

El General

KRUPP KOPPERS

**Technoeconomic
Information**

**Production of
Sulphuric Acid and
Portland Cement
from Gypsum**

**using the
OSW-KRUPP Process**

Essen, 1983

PRODUCTION OF SULPHURIC ACID AND PORTLAND CEMENT
FROM PHOSPHOGYPSUM

<u>Contents</u>		<u>Page</u>
	Introduction	2
1	Process Information	5
1.1	Description of the Plant and its Battery Limits	5
1.2	Process Description	7
1.3	Product Characteristics	16
1.4	Consumption Figures	17
1.5	Investment Cost	18
2	Process Features and Particulars	19
3	Commercial Installations	21
4	Market Information	22
4.1	Sulphuric Acid	22
4.2	Portland Cement	24

Annexes:
- Simplified Flow Sheets
- Preliminary Plot Plan

Introduction

This report contains technical information on process and plant to produce two primary materials of particular importance for the further industrial development, namely

SULPHURIC ACID as well as PORTLAND CEMENT, using PHOSPHOGYPSUM as main raw material, which is a waste by-product of a phosphoric acid plant.

Sulphuric acid is necessary in large quantities for the manufacture of phosphatic fertilizers, ammonium sulphate and for other purposes within the chemical industries.

As to the waste product phosphogypsum, there are several problems which have to be solved. The disposal of the waste gypsum causes environmental problems like ground water contamination and air pollution.

In countries where the availability of pyrite or sulphur is limited, other sulphur containing raw materials have to be considered for the production of sulphuric acid. This is of growing importance with view to the increasing sulphur prices on the world market, since by utilizing phosphogypsum, imports of pyrite, sulphur and/or sulphuric acid can be replaced when the sulphuric acid gained from phosphogypsum is recycled to the phosphoric acid plant.

When employing the gypsum-sulphuric acid process, also high quality Portland cement is produced in approximately the same quantity as sulphuric acid. In pursuance of the further industrialisation and road- and house-construction an increasing demand for cement will arise.

The process described within this information for producing sulphuric acid and Portland cement from gypsum is the

OSW-KRUPP Process.

This process was jointly developed by Oesterreichische Stickstoffwerke Aktiengesellschaft (OSW) and Fried. Krupp GmbH Krupp Chemieanlagenbau, whose succeeding firms

CHEMIE LINZ AG

and

KRUPP KOPPERS GmbH

are the possessors of this process today. The process licence can be granted by KRUPP KOPPERS GmbH.

The recommended processes are well proven in commercially operating plants.

High plant reliability is an outstanding factor. Data on plant operation show on-stream factors of 95 % and above proving high reliability of process and plant.

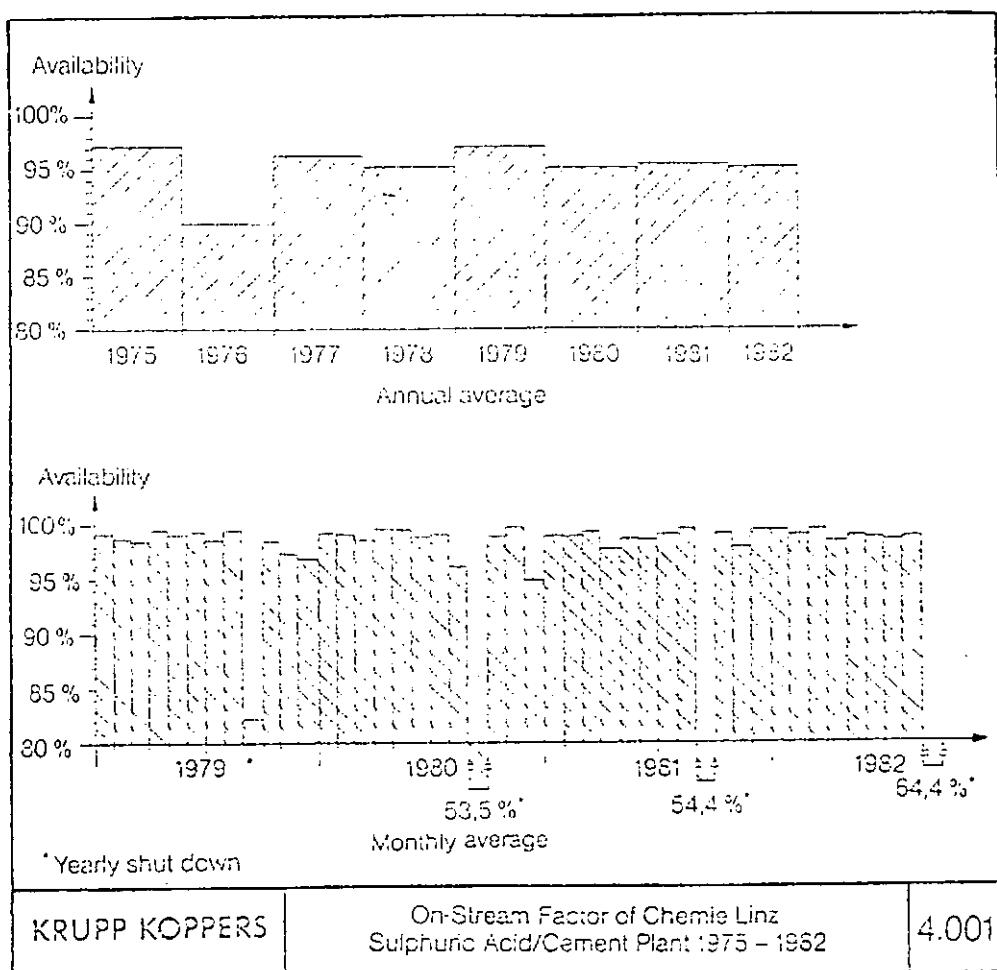


Fig. 1

In Austria, a plant was put into operation in 1954 by CHEMIE LINZ AG, then OESTERREICHISCHE STICKSTOFFWERKE (OSW). In 1972 a similar plant was taken into operation in South Africa. Since then new developments improving the economics of the process have been incorporated. The heat consumption of the kiln was reduced considerably and the throughput of the plant was increased by 20 % after incorporation of the KRUPP heat exchanger for feed meal preheating (i.e. the OSW-KRUPP process) in the plant of CHEMIE LINZ in 1972.

1

Process Information

1.1

Description of the Plant and its Battery Limits

The plant comprises the following main process stages as shown in the block flow diagram - Fig. 2 - and in the attached preliminary plot plan RI 0010 311003.

- Storages for the additives
- Drying and calcination plant
- Grinding plant for additives
- Kiln plant
- Clinker storage
- Cement grinding plant
- Dispatch facilities
- Gas cleaning plant
- Sulphuric acid plant.

If required the following plant sections would be added:

- Sulphuric acid storage
- Waste water treatment
- Off-site facilities.

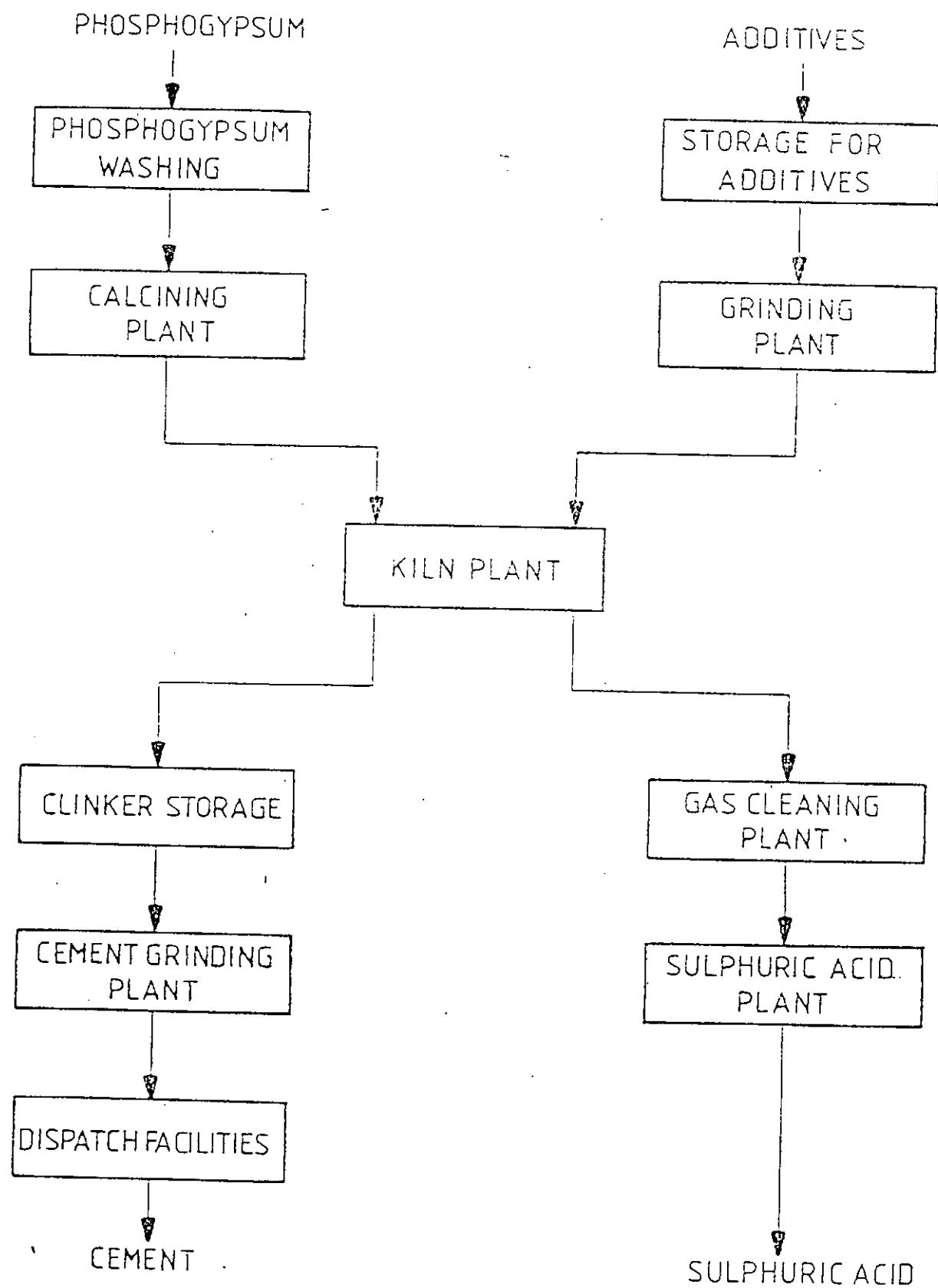


Fig. 2: Block Flow Diagram

1.2

Process Description

(See the attached simplified flow diagram
RI 0010 Y11003)

Phosphogypsum, sand, clay and coke are the raw materials used in the manufacture of sulphuric acid and cement according to the OSW-KRUPP process.

1.2.1

Storage of the Additives

Sand, coke and clay are transported to the plant and are dumped into separate additive storage yards. If necessary, clay is also crushed in a separate crusher and conveyed to the storage yard.

1.2.2

Drying and Calcination Plant with Gypsum Storage

To lower the fluor and P_2O_5 -content of the phosphogypsum, this p-gypsum is suspended, washed and filtrated on a horizontal belt vacuum filter.

In order to minimize the total volume of washing liquid required, the counterflow is used. That means the filtrate from the last zone is acting as washing liquid for the previous one and so on.

The washed gypsum is dried and calcined in the successive drying system. The gypsum thus yielded will further on be referred to as anhydrite, although the calcination is not complete.

The anhydrite is subsequently passed to the KRUPP counterflow heat exchanger by means of conveying equipment.

In order to maintain an uninterrupted flow of anhydrite to the kiln plant, part of the anhydrite is stored in a silo. From there it can be transferred to the heat exchanger, too.

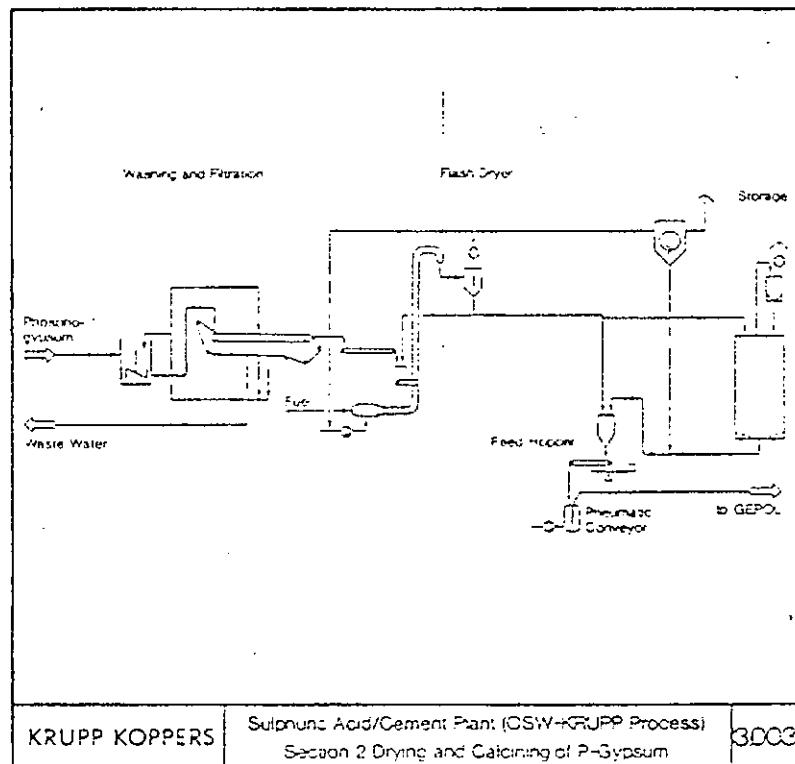


Fig. 3

1.2.3

Additives_Grinding_Plant

Sand and clay are subsequently conveyed from the feed hopper to the mill, ground to the required fineness and passed to the respective silos.

Since the coke needs a different particle size it is ground in a separate mill.

Finished sand and clay are drawn from their respective silos, mixed and conveyed to the KRUPP counterflow heat exchanger in the kiln unit. Ground coke from the coke silo is also conveyed to the above mentioned heat exchanger.

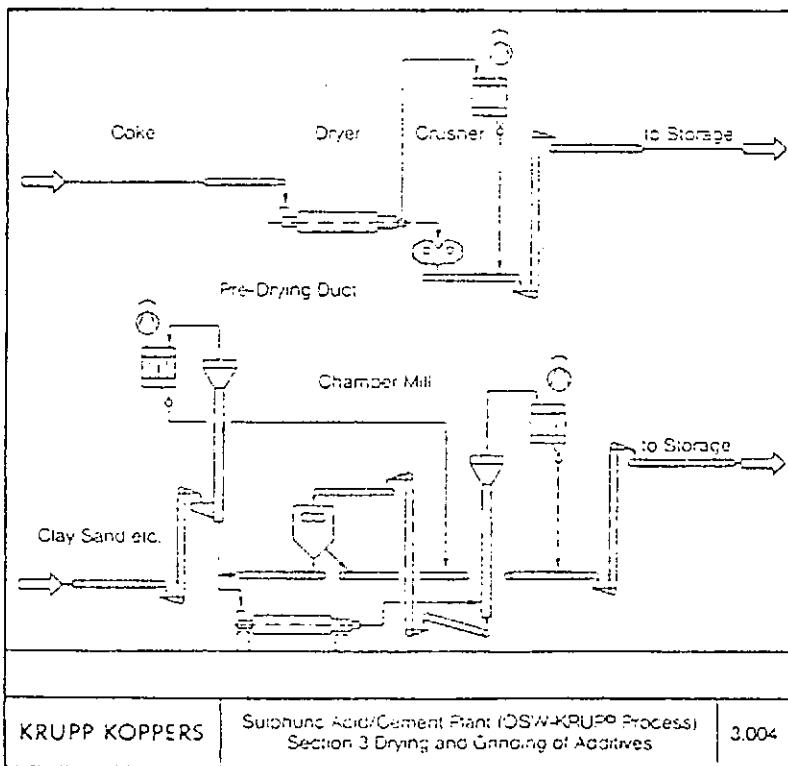


Fig. 4

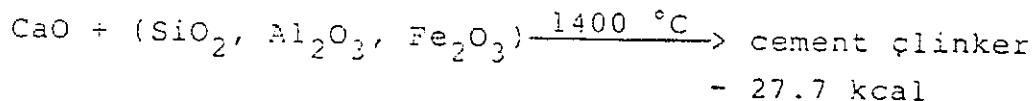
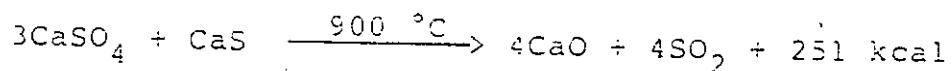
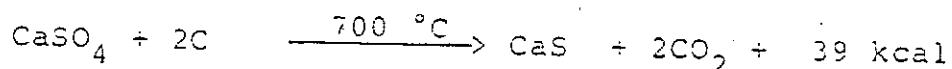
1.2.4

Kiln Plant

The additives and the phosphogypsum are conveyed to the KRUPP counterflow heat exchanger (GEPOL) - Fig. 5 - in metered amounts. Here they are pre-heated before entering the rotary kiln by the counterflowing SO₂-containing kiln gases leaving the rotary kiln. This KRUPP counterflow heat exchanger is incorporated in the OSW-KRUPP process in order to save heat energy and to increase the kiln throughput as well as the SO₂-concentration of the kiln gases.

The preheated raw materials then enter the rotary kiln. The necessary heat for reaction is supplied by a burner firing heavy oil, natural gas or coal.

The following reactions take place in the kiln:



In the above reactions the CaSO₄ is reduced to CaS by the carbon from the coke used as additive. CaS then further reacts with CaSO₄ to CaO. The CaO with the additives containing Al₂O₃, SiO₂ and Fe₂O₃ forms cement clinker.

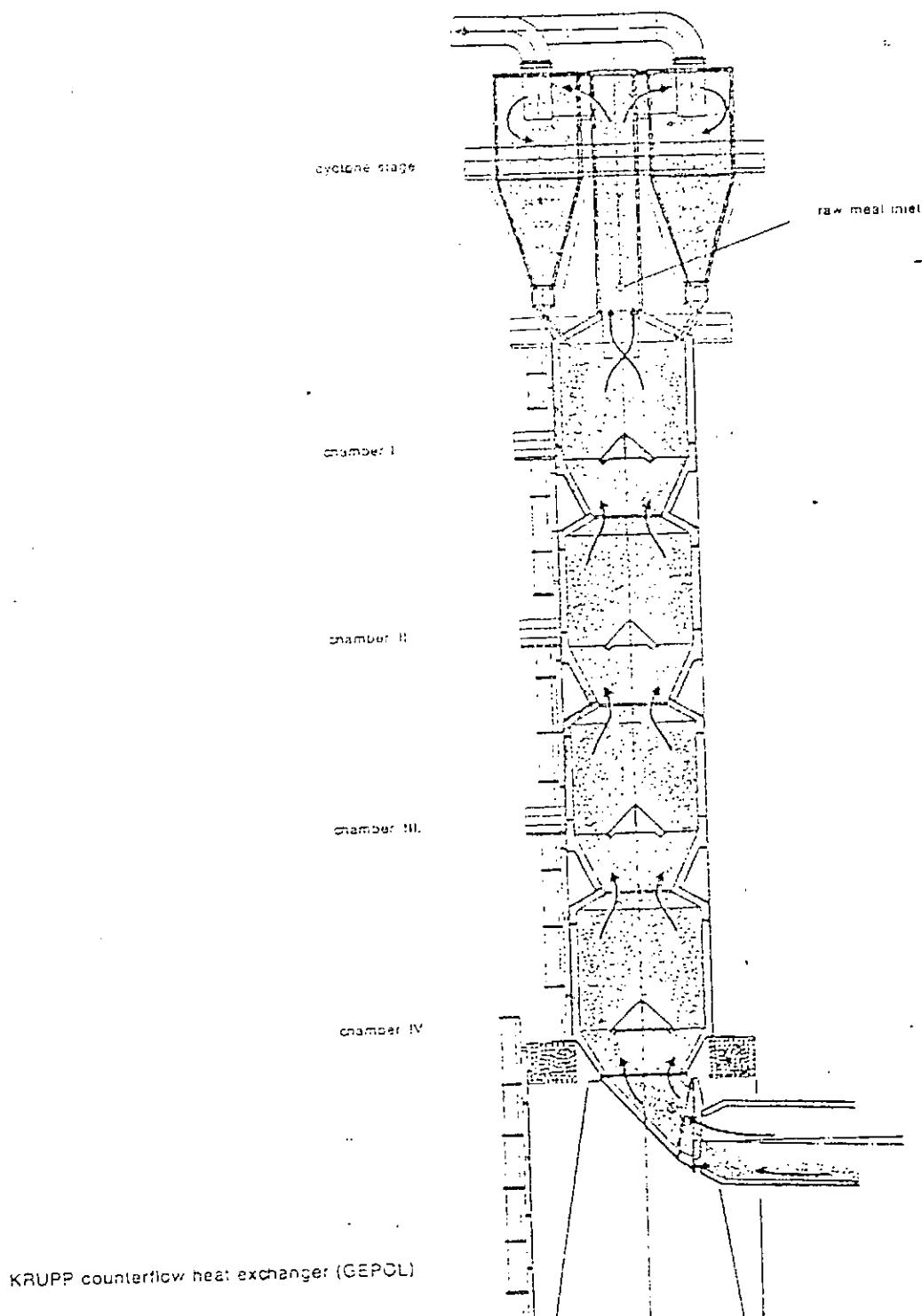


Fig. 5

The kiln unit essentially comprises the rotary kiln with the KRUPP counterflow heat exchanger (GEPOL) and the clinker cooler as well as the electrostatic dry gas precipitator.

The clinker leaves the rotary kiln at the lower end and is passed on to the clinker cooler. In the cooler, the clinker is rapidly cooled by air. This preheated air is used as secondary air for combustion of the fuel in the rotary kiln. The cooled clinker is then crushed in a post installed crusher and transported to the clinker storage.

The SO₂-containing kiln gases leaving the cyclone stage of the KRUPP counterflow heat exchanger are passed through electrostatic dry gas precipitators. The dedusted gas is then passed to the gas cleaning plant.

1.2.5 Clinker Storage and Cement Grinding Plant

The clinker produced in the kiln is conveyed to the clinker storage silos via intermediate silos used for quality control.

The cement mill is fed with clinker from the storage silos.

As setting regulator up to 4 % of phosphogypsum is added to the clinker before grinding.

A tube mill is used for grinding the clinker together with the retarder gypsum to produce Portland cement. The product leaving the mill is passed to an air sifter, where the coarse material is separated and recycled to the mill. The finished material with the desired fineness is transferred to the cement storage silos of the dispatch facilities.

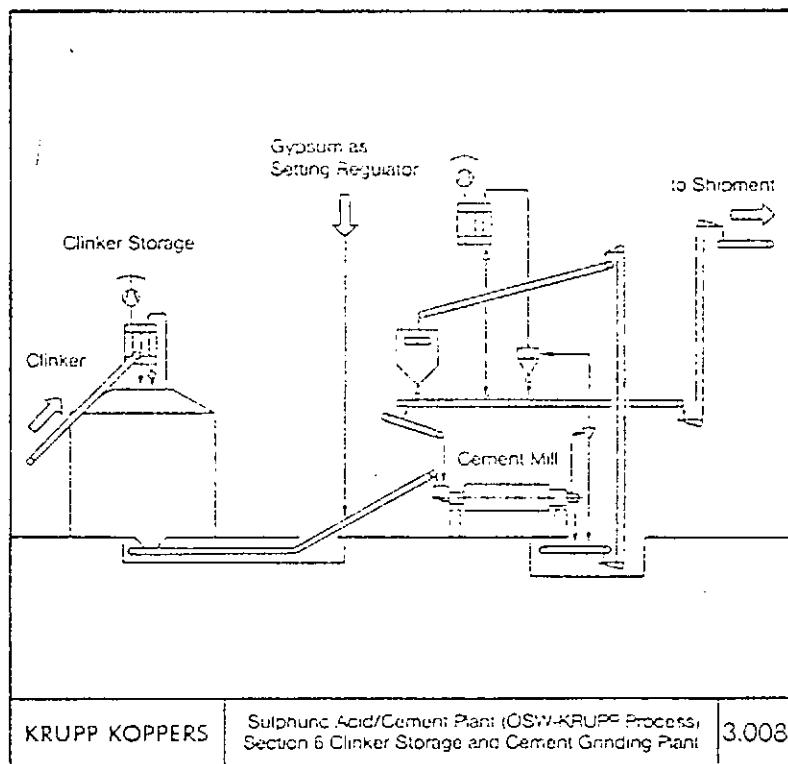


Fig. 6

1.2.6

Dispatch Facilities

Depending on the local structural conditions and the customer's demand the Portland cement can either be shipped as bulk loading or sacked and it can be transported by rail, ship or on road.

1.2.7

Sulphuric Acid Plant

(See the attached simplified flow diagram
RI 0010 H 11001)

The SO_2 -containing gases leaving the electrostatic precipitator of the kiln unit are subjected to wet gas cleaning in gas scrubbers. Hereby a part of the sensible heat of the gas is transformed into latent heat by evaporation. Fluorine contained in the gas is removed by scrubbing with water. Finally after addition of oxidation air, the gas is dried in a scrubber using sulphuric acid. The removal of moisture is essential, as it is not only harmful to the catalyst but also to the materials of construction. The dry gas is now preheated and passed to the converter.

In the presence of a suitable catalyst (vanadium pentoxide) the oxidation of SO_2 to SO_3 takes place according to the equilibrium reaction:



The reaction is exothermic, and a considerable amount of heat has to be removed. A four-bed converter is used. By a suitable arrangement of heat exchangers, the gases leaving each bed are cooled before entering the next bed. The gases leaving the first and fourth bed are used to heat the gases entering the first bed to the reaction temperature. Similarly gases leaving the second and third bed are used to heat the gases entering the fourth bed. Gases leaving the third and fourth bed also pass through a SO_3 -intermediate and SO_3 -final absorber respectively.

Circulating wash water is used in the gas cleaning scrubbers. For the gas drying scrubber, intermediate absorber and final absorber, the sulphuric acid produced is circulated. Coolers are provided to remove the heat of SO_3 -absorption. The sulphuric acid produced is available at the Battery Limits for further applications.

1.3

Product Characteristics

1.3.1

Portland Cement

Standard quality Portland cement

Standard DIN 1164,
Type OC II
Denomination PS 375
Compressive strength 28 days min. 375 kg/cm²

The scope of application of this cement is not restricted compared with Portland cement produced by conventional methods.

1.3.2

Sulphuric Acid

Technical grade sulphuric acid
concentration 96 - 98 %
suitable for phosphate rock acidulation, for ammonium sulphate production and other technical purposes.

1.4

Consumption Figures

The consumption figures are dependent on the composition of the raw material.

Expected consumption figures for the production 500 metric tons/d of sulphuric acid (as mono-hydrate) and 500 metric tons/d of Portland cement from phosphogypsum are given below:

1.4.1

Raw Material

Phosphogypsum (as anhydrite)	845	t
Clay	35	t
Sand	35	t
Coke	50	t

1.4.2

Utilities

Fuel	5.4	. 10 ⁹	kJ
Electric power	180	. 10 ³	kWh
Cooling water	42	. 10 ³	m ³
t = 15 °C			
Process water		. 3.3 . 10 ³	m ³

1.5

Investment Cost

The investment cost for a gypsum-sulphuric acid plant within Battery Limits as defined in 1.1 and having a capacity of 500 t/d sulphuric acid as well as approximately 500 t/d Portland cement are estimated as follows:

Licence Fee, Engineering

Process Equipment: DM 113,000,000.-

Civil Construction Work:

DM 21,000,000.-

Erection Work:

DM 23,000,000.-

Start-up:

DM 3,000,000.-

Battery Limits

Erected Cost: DM 160,000,000.-

The above estimated cost figures are related to conditions in Western Europe as per August 1983. Excluded from above cost are: shipping charges, customs duties, financing charges and operating capital as well as interests to be paid during the construction period.

The costs for civil construction may vary depending on the conditions on plant-site and the client's requirements.

2

Process Features and Particulars

- Phosphogypsum can be processed by the OSW-KRUPP process into
 - sulphuric acid 96 - 98 %
 - and
 - Portland cement min. PZ 375.
- For firing the rotary kiln different fuels can be used, for example heavy oil, natural gas and coal.
- Fuels with high sulphur content, undesired otherwise, can be used.
- The sulphur content of the fuel increases the sulphuric acid production without additional cost.
- Problems of environmental pollution do not exist.
- If required, the effluent of the gas cleaning plant could be treated and recycled.
- A quality control system ensures a correct kiln feed meal composition. On demand the quality control system can be fully automatic from the sampling stations up to the blending facilities.
- The capacity of the kiln plant is variable in the range between 50 and 110 %.

- The plant equipment is designed for easy operation and maintenance.
- Under consideration of a yearly shut down for preventive maintenance the availability of the gypsum sulphuric acid plant is above 95 %.

This is confirmed - as shown in Fig. 1 - by the on-stream factors of the Chemie Linz plant, which has been in operation for almost 30 years.

3

Commercial Installation

Reference list of the plants producing sulphuric acid and Portland cement from phosphogypsum worldwide

3.1

Client: Chemie Linz AG
Location: Linz, Austria
Start-up: 1954
Extention: 1972
Capacity: 80,000 t/a

3.2

Client: Chemical Industries of South Africa (Pty.)
Location: Phalaborwa, South Africa
Start-up: 1972
Capacity: 105,000 t/a

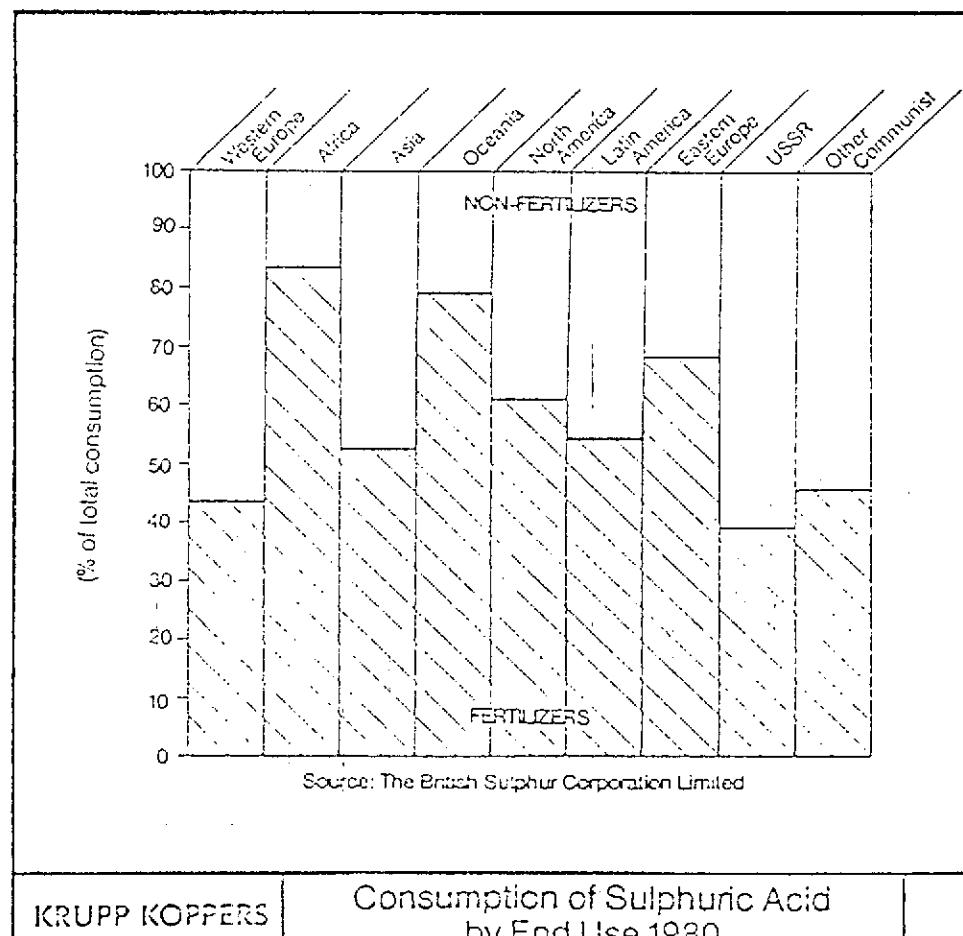
4

Market Information

4.1

Sulphuric Acid

As the following figures show the sulphuric acid is mostly used to produce fertilizers. As shown in Fig. 5, Western Europe, Africa, Asia and Oceania can only meet the demand by imports.



KRUPP KOPPERS

Consumption of Sulphuric Acid
by End Use 1980

Fig. 7

4.2

Portland Cement

The following tables present the capacity, import and export figures of the cement industry of Europe (Fig. 9), Asia (Fig. 10), America (Fig. 11), Africa (Fig. 12) and Oceania (Fig. 13).

Country	Capacity			Export			Import		
	80	79	78	80	79	78	80	79	78
Italy	41.9	39.4	36.5	0.6	1.7	1.6	0.06	0.07	0.07
Fed. Rep. of Germany	33.1	34.7	33.0	1.2	1.9	2.6	1.7	1.6	1.5
France	30.6	31.2	31.2	2.6	3.5	3.8	0.4	0.3	0.3
Spain	29.3	19.4	32.1	9.3	8.9	9.3	0.2	0.3	0.1
Poland	18.4	19.2	21.7	2.2	2.0	2.2	0.04	0.04	0.03
Rumania	16.0	14.7	13.9	3.0	2.7	2.9	-	-	-
Great Britain	14.9	16.4	16.7	1.1	1.6	1.9	0.07	0.1	0.11
Turkey	12.9	13.9	13.4	0.8	1.1	0.8	-	-	-
Greece	12.6	12.1	11.2	3.1	4.2	4.9	-	-	0.02
GDR	12.4	12.3	12.2	1.2	1.2	1.1	0.02	0.01	0.03
Czechoslovakia	10.5	10.3	10.2	0.1	0.1	0.1	0.5	1.3	0.6
Yugoslavia	9.3	9.3	5.6	0.4	0.3	0.3	0.6	1.0	0.6
Belgium	7.5	7.7	7.6	2.0	2.1	2.2	0.2	0.3	0.3
Portugal	5.8	5.4	5.2	0.01	0.02	0.01	0.1	0.1	0.1
Austria	5.4	5.5	5.6	0.03	0.02	0.03	0.04	0.04	0.04
Bulgaria	5.4	5.4	5.1	0.4	0.4	0.4	0.1	0.2	0.3
Hungary	4.7	4.9	4.8	0.3	0.2	0.3	0.9	0.5	0.6
Switzerland	4.3	3.9	2.7	0.03	0.03	0.03	0.09	0.07	0.11
Netherlands	3.8	3.7	3.9	0.4	0.3	0.4	3.3	3.2	3.2
Norway	2.2	2.4	2.2	0.5	0.7	0.6	-	-	-
Sweden	2.5	2.3	2.4	0.3	0.2	0.02	0.1	0.3	0.1
Ireland	1.9	2.0	1.8	0.08	0.1	0.09	0.2	0.4	0.3
Denmark	1.6	2.2	2.5	0.2	0.2	0.4	-	0.09	0.02
Finland	1.3	1.7	1.7	0.1	0.2	-	-	-	-
Albania	0.9	0.8	0.8	-	-	-	-	-	-
Europe (excluding USSR)	290.4	290.5	292.5	35.6	36.2	38.0	9.1	10.2	9.1
USSR	124.8	123.2	129.3	3.1	2.1	3.5	0.4	0.4	0.6

Fig. 9: Capacity, import and export figures of the European cement industry
Source: Zement-Kalk-Gips 1982

Country	Capacity			Export			Import		
	80	79	78	80	79	78	80	79	78
Japan	87.6	87.1	84.3	8.6	10.6	8.3	-	-	-
People's Republic of China	23.5	20.0	42.0	1.5	1.0	1.6	0.5	0.5	0.2
India	17.5	18.2	19.6	0.5	0.5	0.1	2.3	1.4	1.3
Korea (South)	15.6	16.6	15.6	4.4	1.1	1.8	-	0.3	0.3
Taiwan	14.1	11.9	11.5	0.6	0.3	1.2	-	-	-
Korea (North)	8.5	8.0	8.5	1.5	1.0	0.7	-	-	-
Iraq	6.1	5.8	6.5	-	-	-	1.4	0.6	0.3
Indonesia	5.8	4.5	3.6	0.3	0.6	0.1	0.1	-	0.3
Thailand	5.3	5.2	5.2	-	-	-	1.3	1.2	0.4
Philippines	4.5	3.9	4.1	0.8	0.3	0.6	-	-	-
United Emirates	1.6	1.3	0.7	0.4	0.3	0.4	0.4	0.4	1.4
Saudi Arabia	3.0	1.8	1.8	-	-	-	10.8	8.7	7.5
Libya	2.3	1.8	1.1	-	-	-	1.2	1.5	1.5
Syria	2.0	1.9	1.8	-	-	-	1.3	1.5	1.3
Israel	1.9	1.9	2.0	-	-	-	0.4	0.3	0.2
Singapore	1.8	1.6	1.6	0.5	0.4	0.4	1.3	1.6	1.7
Lebanon	1.5	1.6	1.1	0.9	0.8	0.5	0.1	-	-
Hongkong	1.5	1.3	1.2	-	-	-	3.2	2.2	2.4
Viet-Nam	1.4	1.0	0.8	-	-	-	0.1	0.1	0.2
Jordan	0.9	0.6	0.6	-	-	0.2	1.3	0.7	0.6
Sri Lanka	0.7	0.7	0.6	-	-	-	0.3	0.2	-
Burma	0.4	0.4	0.3	-	-	-	-	-	-
Bangladesh	0.3	0.3	0.3	-	-	-	0.8	0.5	0.4
Qatar	0.2	0.2	0.2	-	-	-	0.2	0.1	0.2
Oman	-	-	-	-	-	-	0.5	0.4	0.4
Afghanistan	(no information)								
Asia	1258.2	267.7	214.5	20.2	17.9	16.1	27.2	22.4	20.6

Fig. 10: Capacity, export and import figures of the Asian cement industry

Source: Zement-Kalk-Gips, 1982

Country	Capacity			Export			Import		
	80	79	78	80	79	78	80	79	78
USA	75.2	64.5	64.0	0.2	0.1	0.1	5.2	9.4	6.6
Brasil	27.3	24.9	23.2	0.2	0.2	0.1	-	0.1	0.2
Mexico	16.3	15.2	15.3	0.3	0.3	1.5	0.3	0.1	-
Canada	10.0	11.1	10.5	2.5	4.1	2.6	0.2	0.2	0.3
Argentina	7.1	6.7	6.3	-	-	-	0.2	0.1	-
Venezuela	4.8	4.0	4.2	-	-	-	0.6	2.0	1.9
Colombia	4.4	4.5	4.1	0.6	0.9	0.7	-	-	-
Cuba	2.8	2.7	2.7	1.0	1.0	0.2	0.1	0.1	0.1
Peru	2.8	2.4	2.3	0.7	0.6	0.5	-	-	-
Chile	1.6	1.4	1.2	0.6	0.1	0.1	-	-	-
Puerto Rico	1.3	1.3	1.3	0.1	0.1	-	-	-	-
Dominican Republic	1.0	0.9	0.9	-	-	-	-	-	-
Ecuador	1.0	1.0	0.8	-	-	-	0.4	0.4	0.5
Uruguay	0.7	0.7	0.7	0.1	0.1	0.1	0.1	-	-
El Salvador	0.6	0.5	0.5	0.1	0.1	0.1	-	-	-
Guatemala	0.6	0.6	0.6	-	-	-	0.2	0.1	0.2
Honduras	0.4	0.2	0.3	-	-	-	-	-	-
Bolivia	0.3	0.3	0.2	-	-	-	0.1	0.1	-
Haiti	0.2	0.2	0.2	-	-	-	-	-	-
Paraguay	0.2	0.2	0.2	-	-	-	0.1	0.1	-
Trinidad and Tobago	0.2	0.2	0.2	-	-	-	0.2	0.1	0.1
Panama	0.2	0.5	0.3	-	0.1	-	-	-	-
Jamaica	0.1	0.2	0.3	-	-	-	-	-	-
Barbados	-	-	-	-	-	-	0.1	0.1	-
	159.1	164.1	160.3	5.5	7.8	6.0	5.6	12.9	9.9

Fig. 11: Capacity, export and import figures of the American cement industry
 Source: Zement-Kalk-Gips, 1982

Country	Capacity			Export			Import		
	80	79	78	80	79	78	80	79	78
Republic of South Africa	7.4	6.2	6.3	-	0.1	0.1	-	-	-
Algeria	4.2	3.8	2.7	-	-	-	0.8	1.1	1.4
Morocco	3.6	3.3	2.6	-	-	-	-	0.5	1.0
Egypt	2.1	2.0	2.0	-	-	-	-	2.8	2.6
Nigeria	2.4	2.0	1.5	0.3	0.3	-	4.0	4.0	5.4
Tunisia	1.8	1.4	0.9	-	-	-	0.3	0.5	0.8
Kenya	1.1	1.1	1.1	0.5	0.5	0.6	-	-	-
Zoçç	0.7	0.3	0.3	0.3	-	-	0.1	0.3	0.3
Zimbabwe	0.6	0.4	0.4	0.1	0.1	-	-	-	-
Senegal	0.4	0.4	0.4	-	-	-	-	-	-
Tanzania	0.3	0.3	0.3	-	-	-	-	-	-
Zambia	0.3	0.3	0.3	-	-	-	-	-	0.1
Benin	0.3	0.3	0.2	-	0.1	-	-	-	-
Ghana	0.3	0.3	0.5	-	-	-	0.3	0.2	0.2
Ançola	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	-	0.3	0.3	0.5
Mozambique	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.2	-	-	-
Sudan	0.2	0.2	0.1	-	-	-	-	-	-
Ethiopia	0.1	0.1	0.1	-	-	-	0.1	0.1	0.1
Liberia	0.1	0.1	0.1	-	-	-	-	-	-
Niger	-	-	-	-	-	-	0.1	0.1	0.2
Madagascar	-	0.1	0.1	-	-	-	0.1	-	-
Guinea	-	-	-	-	-	-	0.1	-	-
Somalia	-	-	-	-	-	-	-	0.1	0.1
	27.3	24.1	22.2	11.4	1.3	2.0	9.0	9.8	11.5

Fig. 12: Capacity, export and import figures of the American cement industry

Source: Zement-Kalk-Gips, 1982

Country	Capacity			Export			Import		
	80	79	78	80	79	78	80	79	78
Australia	5.6	5.4	5.0	6.1	0.2	-	0.1	0.1	-
New Zealand	0.6	0.5	0.3	0.1	-	-	-	-	-
	6.4	6.2	5.8	0.3	0.2	-	0.1	0.1	-

Fig. 13: Capacity, export and import figures of the Oceanian cement industry

Source: Zement-Kalk-Gips, 1982

In Fig. 14 the world cement production figures over the period from 1978 to 1980 and the expected figures of 1990 are presented.

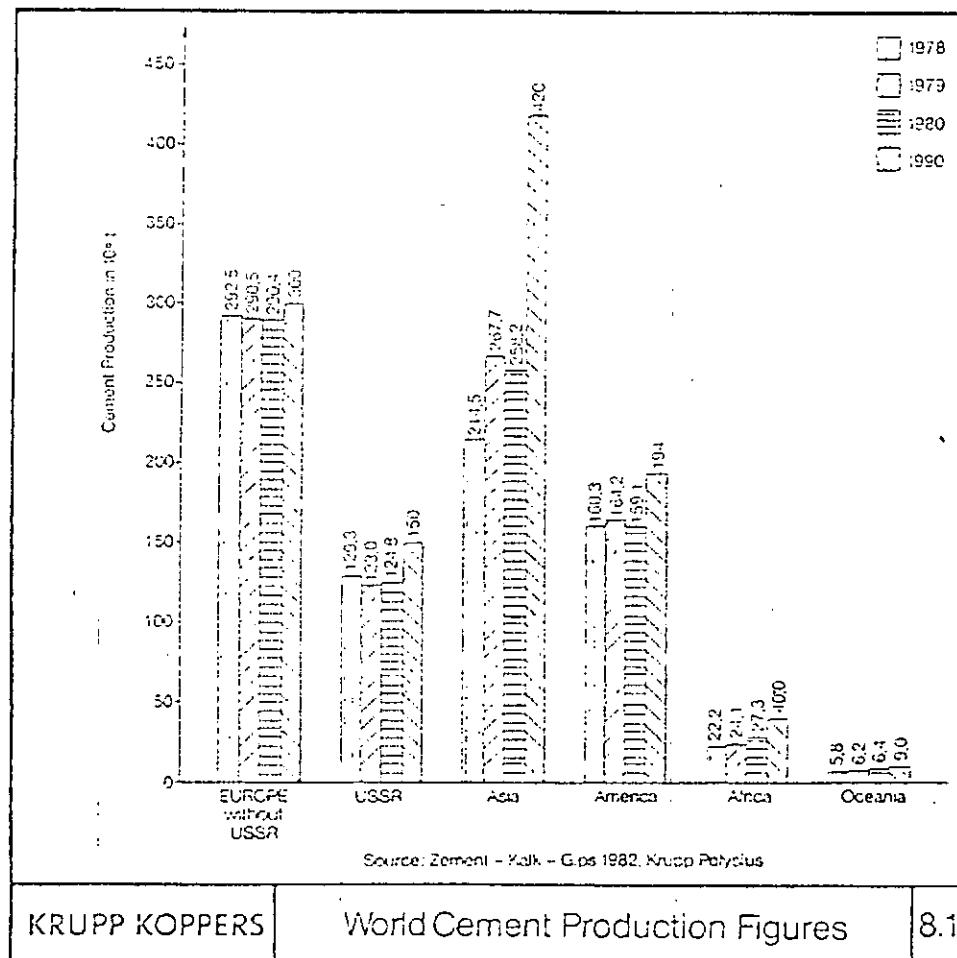
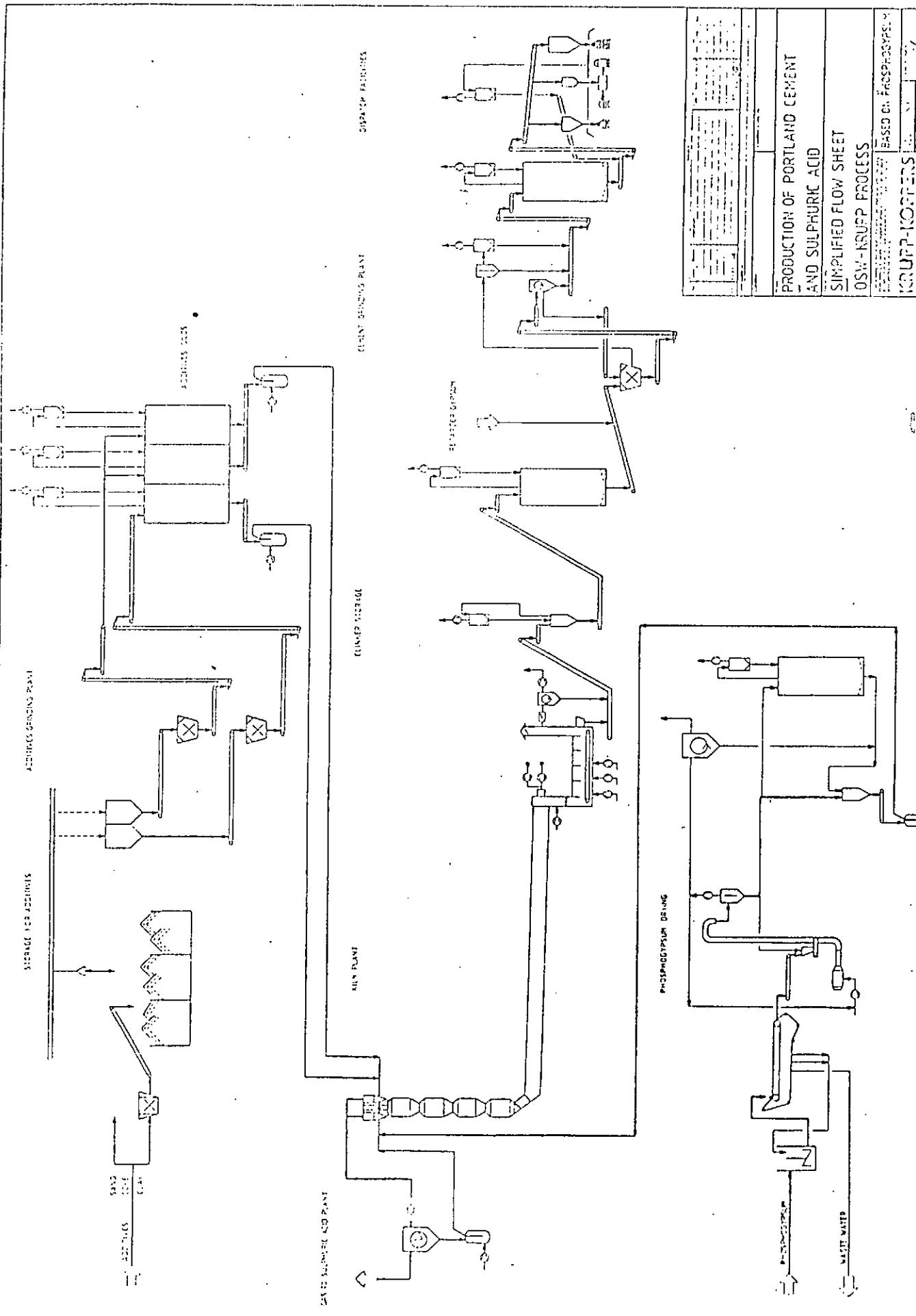
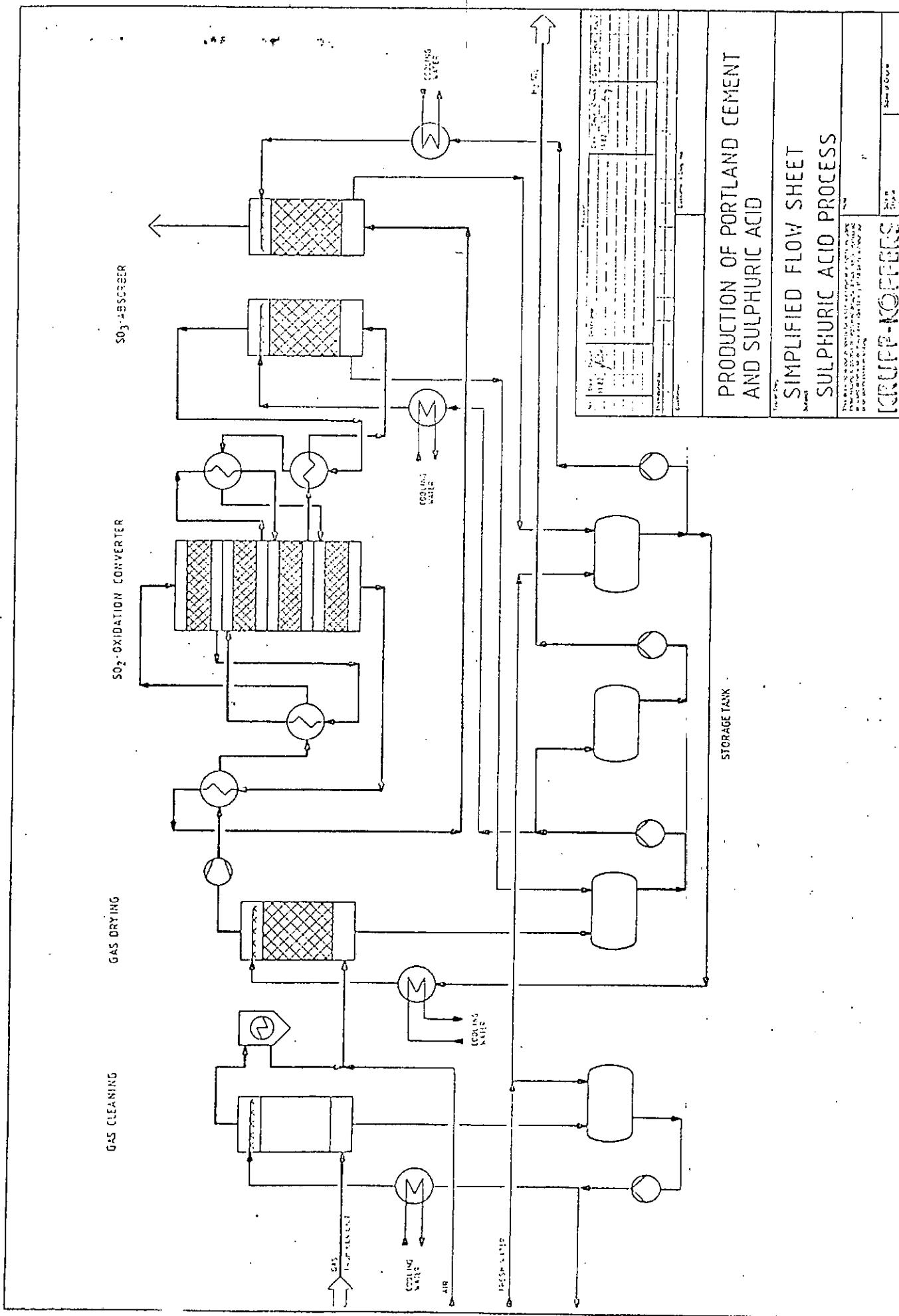
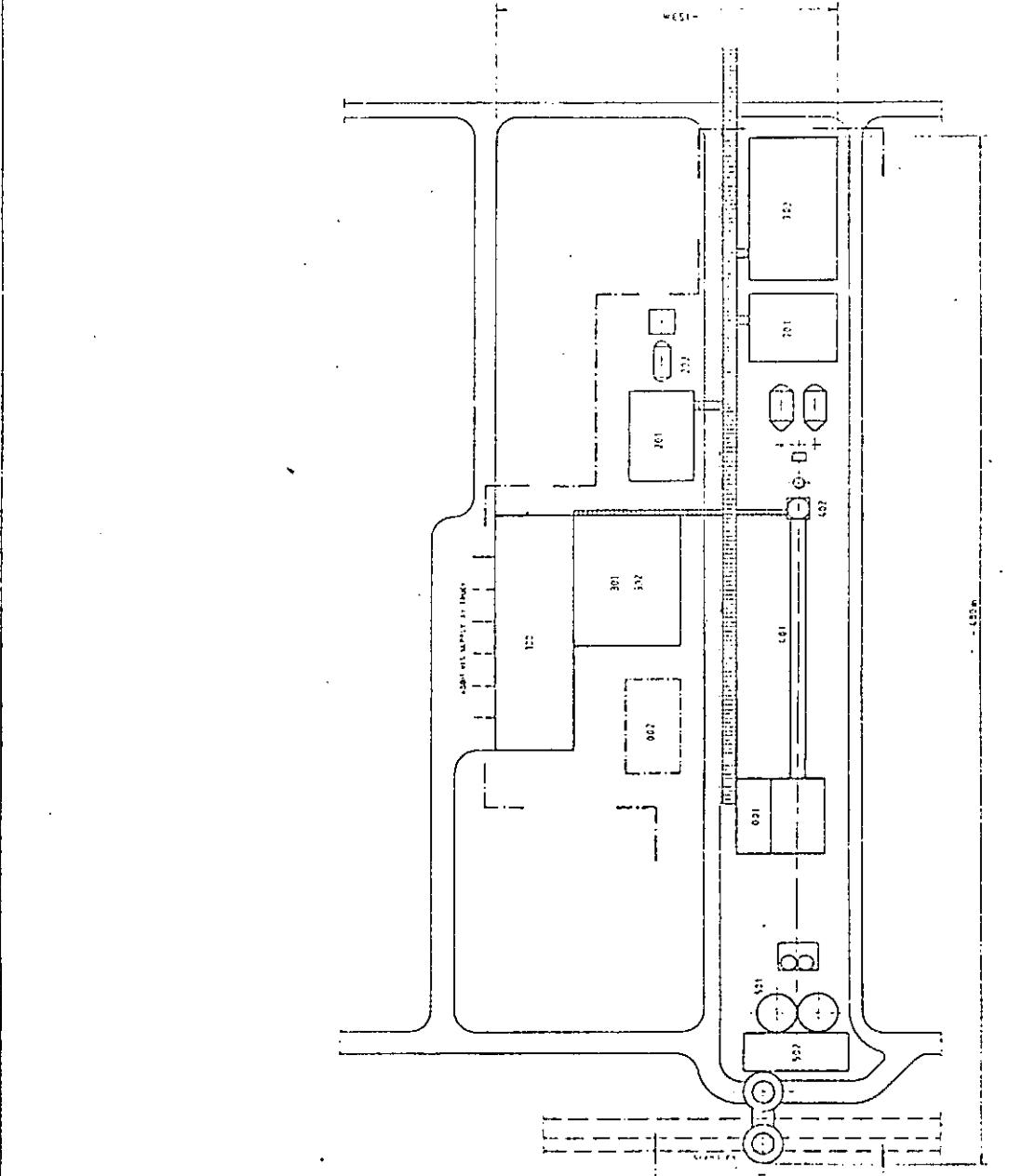


Fig. 14







卷之三

卷之三

- 卷之三

BATTLES & BATTLES

PRODUCTION OF PORTLAND CEMENT

AND SII PHASES 8510

טוטו רשות

PRÉLIMINAIRES

OSW - KURZER PROSSESS



VOEST-ALPINE

D E S C R I P T I O N

of a

GYPSUM - SULPHURIC ACID PLANT

according to

MÜLLER - KÜHNE - PROCESS

for the production of

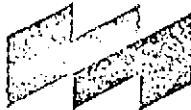
Sulphuric acid and Cement

from waste gypsum containing fluorine from a
wet phosphoric acid plant

October 1979

T A B L E O F C O N T E N T S
=====

- 1.0 Basic - Information
- 2.0 Lay Out Data
- 3.0 Process Description
- 4.0 Drawings



1.-2

VOEST-ALPIN

1.0

BASIC - INFORMATION

1.1

General

VOEST-ALPINE takes the liberty of presenting this short description of a gypsum-sulphuric acid plants according to the Müller-Kühne-Process in case you need further information please do not hesitate to contact us.

1.2

Selection of process

We have chosen to describe the Müller-Kühne Process according to the Chemie Linz AG. Because Since 1954, Chemie Linz have been running a plant for the production of 200 tons/day of cement clinker and sulphuric acid from natural anhydrite. Starting in 1967, Chemie Linz have gradually changed over to substitute waste gypsum from the own phosphoric acid plant for the natural anhydrite used up to this time.

Up to now, a total of about 1 million tons of waste gypsum has been worked-up at Chemie Linz. The operating know-how of Chemie-Linz acquired for using waste gypsum, made it possible to erect a plant at Phalaborwa, South Afrika of 320 tons/day of cement clinker using phosphoric acid-waste gypsum. This plant has been in operation since 1972.

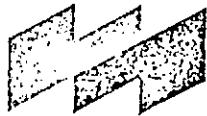
In 1970, commercial considerations have led Chemie Linz to improve their own plant by the installation of an additional suspension pre-heater which is conventionally used for pre-heating the raw meal in the cement industry. The plant has been in operation using the suspension pre-heater since 1972. Voest-Alpine AG signed an agreement with Chemie Linz AG, whereby the operational and other relevant know-how is available to Voest-Alpine, establishing the best possible basic for Voest-Alpine to offer the process machinery and plant.

1.3

Raw Materials

For a better understanding and for information we give the following typicle raw material compositions for P-gypsum, flue ash, shale and coke, as they are used due to our experiences up - to now.

	P-Anhydrite	shale	Flue ash	Coke
SiO ₂	4.49 %	72.70 %	57.00 %	3.30 %
Al ₂ O ₃	0.29 %	14.40 %	31.00 %	1.80 %
Fe ₂ O ₃	0.05 %	4.30 %	10.00 %	1.20 %
CaO	37.13 %	0.80 %	2.00 %	0.30 %
MgO	0.00 %	0.30 %	0.00 %	0.10 %
SO ₃	50.49 %	0.00 %	0.00 %	0.00 %
Na ₂ O	0.19 %	0.10 %	0.00 %	0.06 %
K ₂ O	0.05 %	0.70 %	0.00 %	0.10 %
TiO ₂	0.56 %	1.10 %	0.00 %	0.10 %
F	0.17 %	0.04 %	0.00 %	0.00 %
P ₂ O ₅	0.58 %	0.00 %	0.00 %	0.00 %
C	0.00 %	0.00 %	0.00 %	89.90 %
CO ₂	0.00 %	5.56 %	0.00 %	3.14 %
H ₂ O	6.00 %	0.00 %	0.00 %	0.00 %



According to the latest experience, the F-content in the P-anhydrite can be reduced to less than 0,2 % in the phosphoric acid plant already.

When ground flue ash is added into the cement mill, the C-content shall be smaller than 5 %.

The use of either flue ash, clay bauxite, sand as a third or fourth component of the kiln powder is depending on their chemical composition and the availability.

1.4

Auxiliary Materials

The following operating supplies are used:

Fuel Oil

Bunker oil C

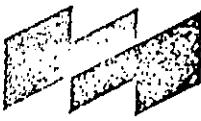
Lower heating value 9400 kcal/kg at a minimum

Electric Power 6 kV

380/220 v

Water

We will use well water and/or treated river water
for technical purposes.



2.-1

VOEST-ALPINE

2.0

L A Y O U T D A T A

2.1 Capacities

2.1.1 Cement

With the exception of the P-gypsum drying for capacities up to 2000 t/day of clinker, the preparation of raw materials, grinding and homogenisation is generally done in one line.

The capacity of one rotary kiln is 300 to 600 t/day of clinker (corresponding to 100.000 to 200.000 tons per year at 330 operating days) e.g. 3 rotary kilns would produce approx. 1400 t/day of clinker.

2.1.2 Sulphuric Acid

The capacity of one line of the sulphuric acid plant is approx. 1500 t/day of H₂SO₄, using the exhaust gas of the three rotary kilns above.

2.1.3

Capacities of storage space

The size of storage space essentially depends on the local transport conditions. We give you the following approximate capacities.

Sand or shale storage

if used in the process

(enclosed or open storage bay) for consumption

of 2 - 4 weeks

Coke storage

(enclosed or open storage bay) for consumption

of 2 - 4 weeks

Flue Ash Silos

for kiln meal addition

for consumption

of 1 - 2 weeks

for additives to grinding

for consumption

cement

of 1 - 2 weeks

Clinker Storage

(enclosed storage bay or silo) for production

of 1 - 4 weeks

Cement Silos

for production

of 5 - 10 days

2.2 Product quality2.2.1 Cement

In principle, it is possible to produce cement of any conventional quality.

Below please find as an example some cement qualities according to DIN 1164.

Strength Minimum (kp/cm ²)	PZ 250	PZ 350 L
7 days	100	175
28 days	250	350

2.2.2 Sulphuric Acid

Concentration	98 % per weight
SO ₂ -content	0.01 % at a maximum

The quality and purity of the sulphuric acid produced according to the Müller-Kühne Process entirely meet those of the sulphuric acid produced e.g. on the basis of sulphur burning.

2.3

Consumption Figures

The specific consumption figures are based on average analyses of the raw and auxiliary materials, as mentioned under Item 1.3. When changes of the chemical components of the raw and auxiliary materials apply the following specific consumption figures are changed.

Consumption for each ton of H₂SO₄ and each 0,9 tons of clinker

P-anhydrite	1.65 ± 2,43 tons
Additional natural gypsum for grinding cement	0.03 tons
Flue ash for additional added ground cement up to	0.13 tons
Flue ash as kiln meal addition	0,13 tons
Shale as kiln meal addition	0,05 tons
Coke (0,3 % H ₂ O)	0,1 tons
H ₂ SO ₄ for F-expelling approximately.	0.05 tons
Fuel oil (Cement ppant)	0.2 tons
Electric power: cement portion and H ₂ SO ₄ portion	230 kWh
Water: cement portion approximately	5.0 m ³
H ₂ SO ₄ portion	50.0 m ³
Steam 6 atm.g. approximately	52.0 kg



3.-1

VOEST-ALPINE

3.0

PROCESS DESCRIPTION

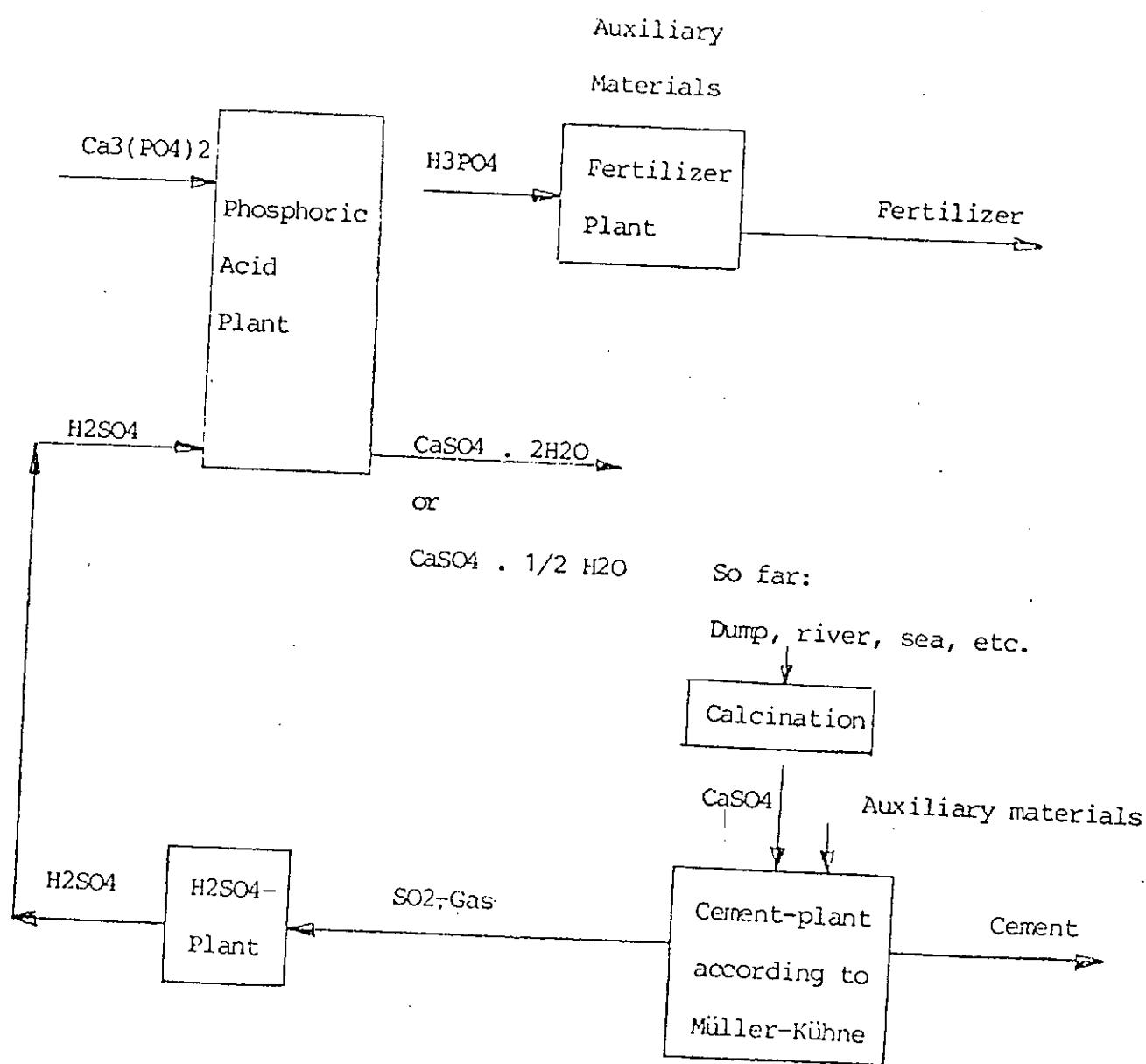
3. Process Description

3.1 General

The gypsum-sulphuric acid process according to Müller-Kühne allows the production in a rotary kiln of cement clinker and sulphur dioxide - enriched gas from calcium - sulphate containing raw materials, suitable for the production of sulphuric acid.

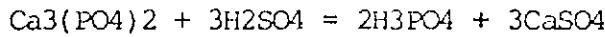
Calcium sulphate of the crystall water-free type (dihydrate calculated as anhydrite) is used as raw material. This allows the use of either natural anhydrite (classical Müller-Kühne Process) or of waste gypsum from phosphoric acid plants. This P-waste gypsum is dried to anhydrite in a separate process stage, calcined and defluorinated, if necessary. (Calcination, defluorination). In doing so, it is possible to wisely use phosphoric acid waste gypsum, accumulating in large quantities during the fertilizer production, the elimination of which is causing great difficulties and high costs. By re-using the sulphuric acid, the process cycle is closed. During this process, the sulphuric acid required for the fusion of raw phosphates is recovered from $\text{CaSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ again up to a maximum loss of 10 %.

Furthermore, high-quality Portland-cement is formed as by-product. Figure 1 shows the use of the Müller-Kühne Process in connection with the production of phosphoric acid.

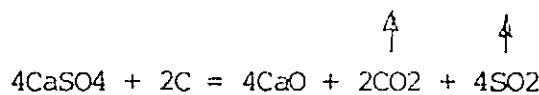


The relevant reaction equations are as follows:

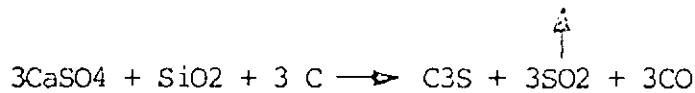
For the phosphoric acid plant:



For the gypsum sulphuric acid plant according to the Müller-Kühne Process:



In the Cement plant:



In the sulphuric acid plant:

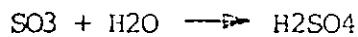
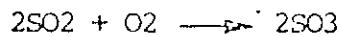


Figure 1 Müller-Kühne process cycle

3.2

Description of the Cement Section

Flowsheet No. JN-ALG 1001.0001 X

From the following raw materials, cement is produced in the cement section of the Müller-Kühne Process:

Phosphoric acid waste gypsum

Coke

Sand/Shale

Flue ash

Generally the raw material preparation is carried out in one line and consists of the following groups:

Raw material storage

Calcination

Drying and grinding for

Coke breeze

Shale/Sand, if necessary

Clay

The group of rotary kilns consists of lines
of up to 600 t/day of clinker each.

Each line consists of:

Kiln bin with raw meal dosing

Suspension pre-heater with precipitator

Rotary kiln with clinker cooler

According to the capacity the grinding of the clinker
can be carried out in one or more lines and comprises
the following groups:

Clinker storage

Cement mill

Bagging and loading

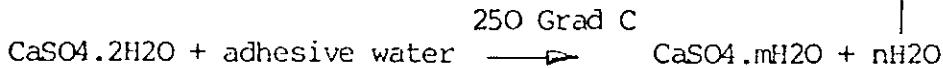
Raw Material Preparation

Phosphoric Acid Waste Gypsum

In case of small amounts of water soluble contaminations, such as P₂O₅, F-compounds, the P-gypsum may be directly removed from the phosphoric acid filter and fed to the mixer of the feeding centrifuge. (Flow-sheet JN-ALG 1001.0001 X)

In general, however, the gypsum removed from the phosphoric acid filter is contaminated with P₂O₅, etc. so that it is recommended to make a pumpable P-gypsum-suspension with approx. 80 % of free water and to wash out the water-soluble contaminations. The suspended P-gypsum may be transported easily and is separated from the filtrate in the drum filter and is charged into the blending-silo.

The stock from the blending-silo is directed into the mixer. From the mixer the stock is charged into the feeding centrifuge. In the flow tubes the adhesive water as well as a portion of the cristal-line water are expelled.



The dried product will be conveyed into the anhydrite silo and from there to the kiln bunker.

Coke

The coke breeze is supplied, depending on the local conditions (rail, road, water route), discharged and intermediately stored in the raw material storage.

The draining of the coke breeze is carried out in two stage in case of high humidity contents; first of all, the greater portion of the adhesive water is removed in the drying drum directly heated with hot gas, subsequently, the pre-dried coke breeze is directed into the coke mill. The coke mill is designed as circulating air-type grinding/drying plant, meaning that heating gas is blended with circulating air and fed in parallel flow to the coke breeze into the tube mill. The residual adhesive water is withdrawn from the coke dust during grinding.

The fine coke is separated in the separator and fed to the coke kiln bin.

Coke drying is not required at a coke breeze humidity of less than 8 %.

Sand (or Shale)

The sand is unloaded and intermediately stored in the raw material store analogously to the coke breeze. From there, the sand is directed into the sand mill, where it is ground and dried. The sand-mill is designed as circulating air grinding/drying plant analogous to the coke mill. The fine ground sand is separated in the separator and fed to the kiln bin.

Clay or Flue Ash

It depends on the availability and the chemical analyses (Al₂O₃-content), whether clay or flue ash is used as additional material.

If clay is available as fourth component for the kiln meal, it is stored analogously to the sand ground in a clay mill and dried and is subsequently directed to the kiln bin.

The flue ash is pneumatically discharged and intermediately stored in the flue ash silo. A circulating homogenisation will be provided, if required. The flue ash is charged to the flue ash kiln bin.

However, if necessary, flue ash as filler may also be added for clinker grinding.

If we put up with the difficulty and insecurity of a discontinuous mill operation, it is possible to use one single mill for sand, coke breeze, and clay (the latter if required). In this case, adequate intermediate bins must be provided.

Rotary Kiln Group

The ground, dried, and dehydrated raw materials are intermediately stored in the kiln bins. Their size depends on the respective operating conditions. It is designed for an operating time of the rotary kiln of at least 3 hours.

Anhydrite, sand and flue ash and coke, are withdrawn from the kiln bins via a ratio volume control, controlled by a dosing scale and uniformly mixed in the flow-mixer and injected into the suspension pre-heater. The raw meal heated up to more than 600 Grad C in this manner is charged to the rotary kiln.



The fourth stage of the suspension pre-heater is designed as double-cyclone, in order to achieve the highest possible dust collection.

The SO₂-containing furnace gas is cleaned in the electric precipitator and fed into the sulphuric acid plant.

The filtered dust coming from the electric precipitator of the second chamber may be put to waste, if alkalinous. Otherwise, it is recycled to the suspension pre-heater such as dust the first chamber.

The raw meal is completely sintered in the rotary kiln at temperatures up to 1350 degrees C. The heating is done with fuel oil or coal dust.

The cement-clinker burned in the rotary kiln is discharged into the clinker storage via a grate cooler.

Alternatively to the rotary kiln system with a suspension pre-heater and a short rotary kiln described in flow-sheet No. JN-ALG 1001.0001 X a long rotary kiln may also be used. A satellite cooler may also be provided instead of a grate cooler.

Clinker Grinding

The cement-clinker is directed to the cement-mill after a "time of maturing" in the clinker storage mixed with small percentage of natural gypsum and ground to cement. Depending on the desired quality of cement, flue ash may be added as filler.

From the separator, the ground cement is directed to the cement silo. From here, it is carried to the bagging and bulk material loading units.

3.3

Description of the Sulphuric Acid PartFlowsheet No. JN-ALG 1001.0002 X

The waste gas from the rotary kilns of the cement plant are used as raw material for the production of sulphuric acid.

The process for the production of sulphuric acid comprises several stages, namely:

Gas scrubbing and wet filtering plant

Drying of gas

Contact synthesis

Absorption

Flowsheet No. JN-ALG 1001.0002 X serves as a basis for this process decription.

Gas Scrubbing and Wet Filtering Plant

The waste gas coming from the rotary kilns also contains dust, sulphuric acid mist and water vapour besides SO₂. These contaminations are removed in the cooling and scrubbing tower. A saturation equilibrium is achieved in the cooling tower by injecting water in parallel flow with the gas.

The scrubbing tower has to meet two process requirements: first of all the removal of the dust not washed out in the cooling tower, and secondly the cooling of gases. A degassing tower is provided to reduce the SO₂-losses.

All towers consist of a steel cylinder with an internal lining, in accordance with the thermic and chemical stresses caused by the gas and/or acid water.

Additionally, two wet gas filtering chambers are provided for the separation of sulphuric acid mist. The discharge electrodes of the precipitation is subject to a certain tension, while the collecting electrodes are connected to the ground.

The H₂SO₄-mists are charged positively in the electrostatic fields and shift over to the collecting electrodes, since those are charged negatively.

Drying of Gas

The SO₂-containing gas from the rotary kiln contains approximately 7 - 8 % per volume of SO₂, referred to the dry gas. A certain O₂/SO₂ ratio is required for the contact synthesis. The missing amount of oxygen is fed to the gas flow by means of sucking atmospheric air into the drying tower.

In order to protect the subsequent contact group from corrosion, the water vapour contained in the gas must be removed. The drying tower takes over this task.

The drying tower itself consists of a steel cylinder, lined with acid-proof bricks on the inside. The gas flow is from the bottom towards the top, while sulphuric acid of approx. 86 % H₂SO₄ is uniformly distributed and trickles down the cross section of the tower via a special distributing device in the head of the tower.

The circulating sulphuric acid absorbs the water vapour of the gas and of the dilution air and in doing so, the air is heated by means of the released condensation and dilution heat. The sulphuric acid is re-cooled in the cooler.

The used dry acid is branched off from the circulation system and directed to the air drier. The 98.4 % sulphuric acid from the absorber system is directly fed into the pump tank of the drying tower. Due to the dilution by air, the SO₂-concentration of the gas sinks down to approximately 5 % per volume of SO₂ after the gas drying tower. At the same time, however, the oxygen content of the gasses increased up to approximately 9 % per volume during this procedure.

Contact Synthesis

The conversion from SO₂ to SO₃ is done in a hurdle contact apparatus. In order to achieve the greatest possible conversion, the observance of certain temperatures at the inlet and outlet points of the preliminary and secondary contact and within the single contact material is required. Adjustment of these temperatures is carried out by a system of heat exchangers. Injecting of dry air is applied for the control of process temperatures besides the system of heat-exchangers. This type of air is dried in the air drying tower by means of sulphuric acid.

The concentration of the circulating sulphuric acid amounts to approximately 96 % of H₂SO₄ and is kept constant with the absorber system by the exchange of certain acid quantities.

Simultaneously, acid is largely released from the dissolved SO₂ in the air drier, to be transferred from the SO₂-gas drier to the absorber.

Absorption Installation

The SO₃-gas from the contact group leaves the second heat exchanger and is subsequently directed into the main absorption tower.

The gas flow is from the bottom towards the top, while sulphuric acid of approximately 98.4 % of H₂SO₄ is uniformly distributed and trickles down the cross section of the tower via a special distribution device in the head of the tower.

The circulating sulphuric acid is kept in motion by the circulating pumps, absorbs the SO₃-content of the gasses and is heated by the heat of reaction of the sulphuric acid formation. The circulating sulphuric acid is pressed by a circulating pump into the distribution device at the tower head via a shower cooler. The reaction heat is transferred to the cooling water in the shower coolers.

A second absorption tower is following the main absorption tower. This tower serves for discharging the residual sulphuric acid mist.

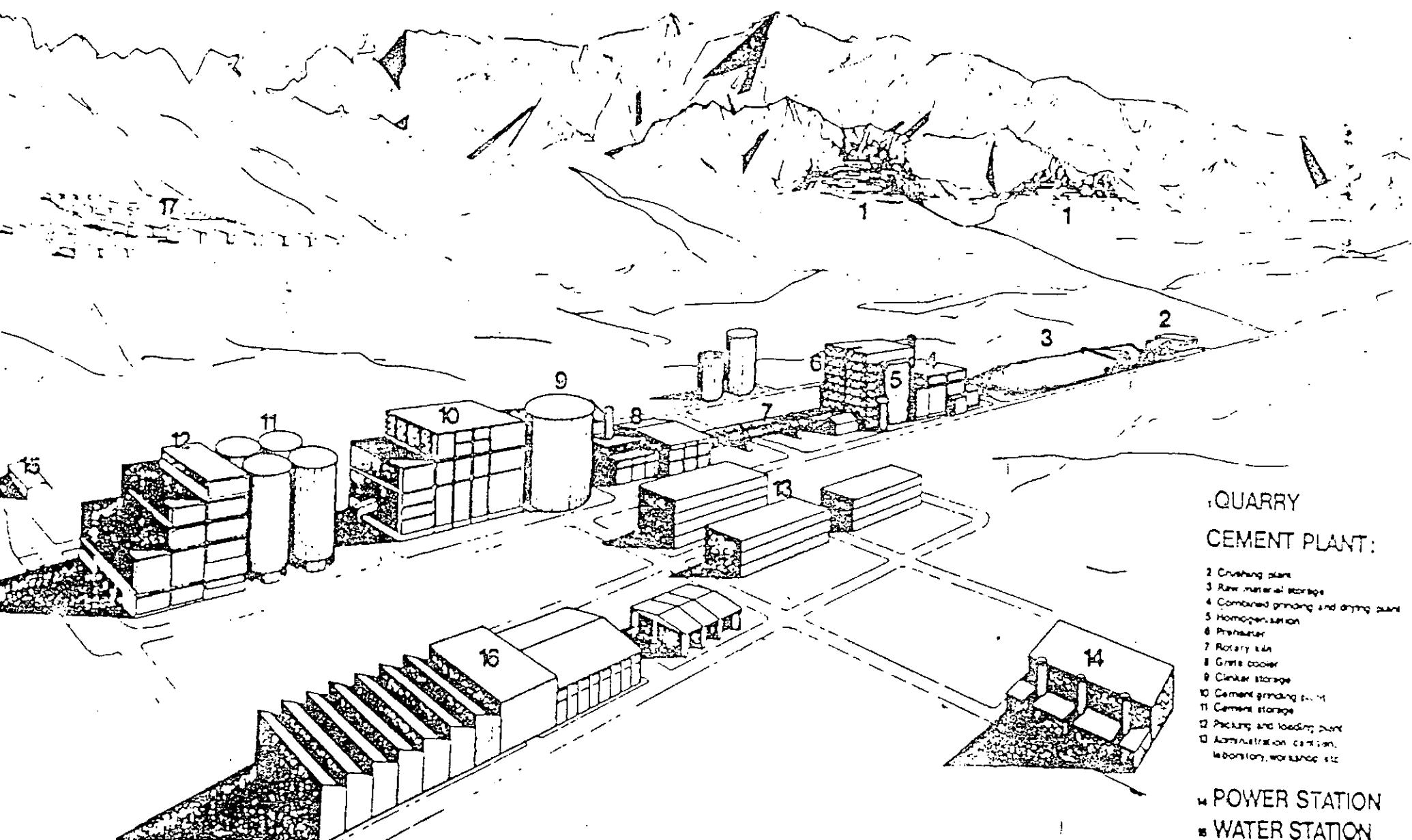
The sulphuric acid product is branched off from the circulating system of the main absorption tower. The concentration of acid may be reduced down to 98 % by adding water.

The accumulating waste gas is released into the open air via a stack.

4.0

DRAWINGS

VÖEST-ALPINE



QUARRY CEMENT PLANT:

- 2 Crushing plant
- 3 Raw material storage
- 4 Combined grinding and drying plant
- 5 Homogenization
- 6 Preheater
- 7 Rotary kiln
- 8 Grate cooler
- 9 Cement storage
- 10 Cement grinding plant
- 11 Cement storage
- 12 Packing and loading plant
- 13 Administration section, laboratory, workshop etc.

14 POWER STATION
15 WATER STATION



Cement section

Flowsheet JC-ALG 1001.0001 X/a

Sulphuric acid section

Flowsheet JC-ALG 1001.0002 X

Q U E S T I O N N A I R E

for the erection
of a
combined cement-sulphuric acid plant

in accordance with
the MÜLLER-KÜHNE Process

Client:

Location:

1) Capacities to be guaranteed

- 1.1 Cement clinker t/day (year)
1.2 Sulphuric acid t/day (year)

or quantity of:

- 1.3 Waste gypsum (phospho-gypsum) t/day (year)
1.4 Natural gypsum t/day (year)
1.5 Anhydrite
to be treated t/day (year)

2) Final product

- 2.1 Types of standard cement to be produced

- 2.2 Are fluoric compounds possibly present in the phospho-gypsum to be processed to H_2SiF_6 ? yes/no

3) How to supply cement

- 3.1 as bulk goods t/hour
3.2 bagged t/hour
3.3 by lorry t/hour
3.4 by rail t/hour
3.5 by ship t/hour

4) Available raw materials

4.1	Waste gypsum (phospho-gypsum)	
4.2	Natural gypsum	yes/no
4.3	Anhydrite	yes/no
4.4	Additives:	yes/no
	Sand	
	Clay	yes/no
	Flue ash	yes/no
	Coke fines	yes/no
		yes/no

5) Available fuels

Coal	
Oil	yes/no
Natural gas	yes/no
	yes/no

6) Local conditions

6.1	Altitude above sea level	
6.2	Temperature in °C	min.
6.3	Wind velocity	max.
6.4	Rainfall in mm: mean annual rainfall:	m/sec
6.5	Average barometric pressure:	max.
6.6	Bearing capacity of soil:	mm
6.7	Seismic factor	bar
6.8	Ground water level	t/m ²
		m

6.9 Distance between raw material deposit
and location of plant

7) Water

- | | |
|-----------------|----------------------|
| 7.1 Well water | m ³ /hour |
| 7.2 River water | m ³ /hour |
| 7.3 Sea water | m ³ /hour |

8) Electrical energy

- | | |
|--------------------------|--------|
| 8.1 Power-supply voltage | Volt |
| 8.2 Supply frequency | cycles |
| 8.3 Connecting power | kVA |

9) Legal regulations concerning dedusting
and exhaust gas emission

Dust content in exhaust gas mg/Nm³

Fluorine content (F') in exhaust
gas ppm

SO₂-content in exhaust gas ppm

10) Requested scope of offer

10.1 Plant on turn-key basis	yes/no
10.2 Equipment only	yes/no
including erection	yes/no
including start-up	yes/no
including civil work, such as buildings, foundations, steel structures	yes/no

11) Ways of offering12) Other data and references

13) Analyses of raw materials, auxiliaries and additives13.1 Waste gypsum, natural gypsum, anhydrite
(Cross out what does not apply!)

Grain size	mm
Retained water	%
Water of crystallization	%
Ignition losses	%
CaO	%
SO ₃	%
SiO ₂	%
Fe ₂ O ₃	%
Al ₂ O ₃	%
MgO	%
TiO ₂	%
Na ₂ O	%
K ₂ O	%
Cl'	%
F'	%
P ₂ O ₅	%
Total	%

13.2 Sand

Grain size	mm
Retained water	%
Ignition losses	%
CaO	%
SO ₃	%
SiO ₂	%
Fe ₂ O ₃	%
Al ₂ O ₃	%
MgO	%
Na ₂ O	%
K ₂ O	%
CO ₂	%
Total	%

13.3 Clay

Retained water	%
Ignition losses	%
CaO	%
SO ₃	%
SiO ₂	%
Fe ₂ O ₃	%
Al ₂ O ₃	%
MgO	%
TiO ₂	%
Na ₂ O	%
K ₂ O	%
Cl'	%
F'	%
P ₂ O ₅	%
Total	%

13.4 Flue ash

Grain size	mm
Retained water	%
Ignition losses	%
CaO	%
SO ₃	%
SiO ₂	%
Fe ₂ O ₃	%
Al ₂ O ₃	%
MgO	%
TiO ₂	%
Na ₂ O	%
K ₂ O	%
Mn ₃ O ₄	%
C	%
Total	%

13.5 Coke fines

Grain size	mm
Degree of hardness	
Net calorific value n.c.v.	kcal/kg
Gross calorific value g.c.v.	kcal/kg
Bulk density	t/m ³
Retained water	%
Volatile matter (referred to dry substance)	%
Ash content (referred to dry substance)	%
Sulphur content (referred to dry substance)	%

Ash analysis

CaO	%
SO ₃	%
SiO ₂	%
Fe ₂ O ₃	%
Al ₂ O ₃	%
MgO	%
TiO ₂	%
Na ₂ O	%
K ₂ O	%
Cl	%
Total	%

13.6 Water

pH-value	
Total hardness	mg CaO/l
Temporary hardness	mg CaO/l
Rest hardness	mg CaO/l
Content of suspended matter	mg/l
Evaporation residue	mg/l
Ignition residue	mg/l
KMnO ₄ -consumption	mg/l
Cl	%
SO ₃	%
P ₂ O ₅	%
NH ₃	%
NO ₃	%
Fe ₂ O ₃	%

14. Analyses of fuels

14.1 Coal

Grain size

mm

Degree of hardness

Net calorific value n.c.v.

kcal/kg

Gross calorific value g.c.v.

kcal/kg

Bulk density:

t/m³

Retained water

%

Volatile matter

(referred to dry substance)

%

Ash content

(referred to dry substance)

%

Sulphur content

(referred to dry substance)

%

Carbon content

(referred to dry substance)

%

Ash analysis

CaO

%

SO₃

%

SiO₂

%

Fe₂O₃

%

Al₂O₃

%

MgO

%

TiO₂

%

Na₂O

%

K₂O

%

Cl

%

F

%

P₂O₅

%

Total

%

14.2 Oil

Kind of oil

Net calorific value n.c.v.

kcal/kg

Gross calorific value g.c.v.

kcal/kg

Viscosity at $^{\circ}\text{C}$ in $^{\circ}\text{E}$ Density at 20°C t/m^3

C-content

%

Pour point

 $^{\circ}\text{C}$

Setting point:

 $^{\circ}\text{C}$

Ignition point

 $^{\circ}\text{C}$

Ash

%

S

%

 H_2O

%

C

%

%

14.3 Natural gas

Kind of gas

Net calorific value n.c.v.

kcal/kg

Gross calorific value g.c.v.

kcal/kg

 H_2

%

 CH_4

%

 C_2H_6

%

Heavier hydrocarbons

%

 N_2

%

 CO_2

%

S

%

 O_2

%

 H_2O

%

Line pressure at battery limit

 kg/cm^2 kg/cm^2

We ask you to kindly submit building plans (including connections to transport routes as well as connections for electrical energy, etc.), if there are any as well as representative samples of raw materials and additives.

Our address:

VOEST-ALPINE AG.
Industrieanlagenbau
Abt. ECA 13

Postfach 2,
A-4010 Linz/Donau
AUSTRIA

PARTE II

CAPITULO IV

ECONOMIA DEL ANTEPROYECTO

INTRODUCCION

En esta primera parte se han tratado los aspectos económicos del anteproyecto para determinar su viabilidad.

Para la elaboración de los distintos cuadros se ha seguido la secuencia de la guía de presentación de proyectos ante la SEDI, anexándose a cada uno de ellos el detalle de los criterios y los métodos de cálculo utilizados para su elaboración.

A continuación se consignan los lineamientos generales del trabajo:

- Para el monto de inversiones en límite de batería, se ha asumido la propuesta de la empresa IURQUII.
- Los valores económicos utilizados son del mes de noviembre de 1983.
- Para la construcción de la planta se supone un lapso de 3 años. Los tres años siguientes son de puesta a punto, con un incremento de la capacidad de la planta que va desde el 50% en el 4º ejercicio (primer año después de la puesta en marcha); 75% en el 5º ejercicio y el 100% desde el 6 al 18 ejercicio.
- Como vida útil del proyecto se considera un lapso de 15 años desde la puesta en marcha.
- Dado que el préstamo estaría dado en pesos argentinos y sus condiciones incluyen una cláusula de indexación, se asume esa moneda como valores constantes a lo largo de la vida del proyecto, suponiendo que se mantendrán las diferencias relativas.
- Como precio de venta de los productos se ha adoptado el precio vigente en los mercados donde se destinarán los mismos. En el caso del cemento, el precio es de 1.689 \$a. (IVA incluido) en el mercado regional. En el caso del

ácido sulfúrico el precio en el mercado del lítoral es de 2.537 \$a. (IVA incluido) a lo cual se le deduce el costo de transporte (0,85 \$a. /ton/km.) desde Neuquén).

-En el cálculo del monto de inversiones se ha depreciado el correspondiente al costo del terreno, ya que el predio donde se instalaría la planta, pertenece a la provincia y está reservado para una posible ampliación del Parque Industrial.

-Para todos los cálculos se ha partido de la suposición que el proyecto contará con todos los beneficios promocionales establecidos por el Decreto N° 2352.

1.00 PROGRAMA DE EJECUCIÓN DE OBRA

El Programa de Obra, se muestra en el Gráfico N° 1.

Se prevé un tiempo total de obra de 34 meses. A este tiempo se le adicionará 2 meses más para la puesta en marcha del complejo, con lo que se cubren 6 semestres de trabajo.

El tiempo de ejecución de ingeniería se estima en 12 meses.

El tiempo de aprovisionamiento de equipos y materiales se estima en 18 meses; se ha considerado comenzar las gestiones de compra antes de la terminación total de la Ingeniería. Además, cabe destacar que para el material importado se incluyen los trámites de obtención de declaraciones juradas de importación, apertura de cartas de crédito, transporte terrestre y marítimo desde el país de origen y despacho aduanero según la legislación vigente hasta la fecha de cancelación de importaciones.

El tiempo de ejecución de las obras civiles se estima en 12 meses y el tiempo de montaje electromecánico en 10 meses.

Se prevé que estas actividades podrán superponerse conforme a lo diagramado en el gráfico N° 1 ya mencionado.

El tiempo total de Obra se ha extendido en 4 meses más a lo sugerido por los proveedores de la Tecnología, debido a que en nuestro país se deberán considerar los Trámites de Importación de equipos extranjeros que hemos mencionado anteriormente.

La puesta a punto se considera que se efectuará en tres etapas, de la siguiente manera:

7º y 8º semestre: 50% de capacidad de producción

9º y 10º semestre : 75% " " "

A partir del 11º semestre: 100% de capacidad de producción.

GRÁFICO N° 1 :

CRONOGRAMA de EJECUCION de OBRAS

TAREA	1er Semestre	2º Semestre	3er Semestre	4º Semestre	5º Semestre	6º Semestre	7º Semestre
ACTIVO FIJO							
Battery limits							
Ingeniería							
Abastecimiento de mat.							
Montaje							
Obra Civil							
Infraestructura y serv. aux.							
Máquinas y equipos							
Montaje							
Infraestructura en gral.							
Rodados y equipos aux.							
Obra Civil							
Máquinas y equipos							
Montaje							
Obra Civil							
RUBROS ASIMILABLES							
Organización de la empr.							
Gastos de adm. durante la instalación							
Ingeniería durante la inst.							
Gastos de puesta en marcha							

1.01 Criterios para estimación de la Inversión total

1. Inversiones fijas

1.1 Límite de Batería. Bases de estimación de la inversión. -

- a) Para esta estimación se toma como base la presentada por EUROTECNICA S.A. en representación de LURGI CHILE UND HUETTECINTK de Alemania occidental, de fecha Julio 26 de 1983.
- b) De discusiones con las empresas se asume que la participación nacional en la construcción de la Planta será:
 - Montaje de las plantas y obras civiles 100 % nacional.
 - Resto de los suministros para la planta de cemento: 30 % nacional.
 - Resto de los suministros para la planta de Ácido Sulfúrico: 45 % nacional.
- c) Para los suministros importados se asume como valor en pesos argentinos, el valor F.O.B. de la oferta mencionada, convertida al cambio oficial vigente al 7 de noviembre de 1983 (Banco Nación, tipo vendedor, 100 IM = 619,02 \$a.), más un 20 % de este valor como Fletes, Seguro y gastos de importación y con más un 2 % como gastos consulares.
- d) El costo de la Ingeniería del Límite de Batería se considera un 10 % de esa inversión.
- e) para los suministros nacionales se asume como valor en pesos argentinos al valor F.O.B. de la oferta convertido al cambio anteriormente fijado.

No se toma ningún coeficiente de nacionalización por entender que si bien el valor real de los suministros nacionales será inferior a la cifra resultante, debido al menor costo interno de la mano de obra, se debe tener en cuenta el efecto opuesto del factor de productividad.

La capacidad de la planta será de:

165.000 T/Año de Cemento

165.000 T/Año de Ácido Sulfúrico

Días por año de operación: 330

- f) El plazo de ejecución de la obra será de 34 meses.

CALCULO LÍMITE DE BATERIAPlanta de CementoPropuesta empresa de tecnología

Suministro global	DM	45.880.000,-
Montaje	DM	9.630.000,-
Obra civil	DM	11.800.000,-
TOTAL	DM	67.310.000,-
	\$a.	116.660.000,-

- Ingeniería

10% inversión límite batería cemento	DM	6.731.000,-
	\$a.	41.666.000,-

- Abastecimiento materiales y equipos

(Suministro global menos ingeniería)	DM	39.149.000,-
	\$a.	242.340.000,-

Abastecimiento importado: 70% del Abastecimiento de materiales y equipos	DM	27.404.000,-
	\$a.	169.638.000,-

Gastos de nacionalización:	\$a.	37.321.000,-
----------------------------	------	--------------

Fletes - seguros: 20% Abastecimiento importado	\$a.	33.928.000,-
--	------	--------------

Gastos consulares: 2%	"	"	\$a.	3.393.000,-
-----------------------	---	---	------	-------------

Abastecimiento nacional: 30% del Abastecimiento de materiales y equipos	\$a.	72.702.000,-
--	------	--------------

- Montaje	DM	9.630.000,-
	\$a.	59.612.000,-

- Obra civil	DM	11.800.000,-
	\$a.	73.044.000,-

Planta Ácido SulfúricoPropuesta empresa de tecnología

Suministro global:	DM 30.100.000,-
Montaje:	DM 6.020.000,-
Obra civil:	DM 4.013.000,-
Total:	DM 40.133.000,-
	\$a. 248.431.000,-

- Ingeniería	DM 4.013.000,-
	\$a. 24.841.000,-

- Abastecimiento materiales y equipos: (suministro global menos ingeniería)	DM 26.087.000,-
	\$a. 161.484.000,-

Abastecimiento importado: 55% del abastecimiento
de materiales y equipos

DM 14.348.000,-
\$a. 88.816.000,-

- Gastos de nacionalización	\$a. 19.539.000,-
Fletes - seguros	\$a. 17.763.000,-
Gastos consulares	\$a. 1.776.000,-

Abastecimiento nacional:	\$a. 72.668.000,-
--------------------------	-------------------

- Montaje	DM 6.020.000,-
	\$a. 37.265.000

- Obra civil	DM 4.013.000,-
	\$a. 24.841.000,-

1.02 Infraestructura y Servicios Auxiliares. Bases de estimación de la Inversión

Para la elaboración de esta estimación se toma como base las necesidades de Insumos y Servicios que se especifican en la Oferta Técnica presentada por EUROTECNICA S.A.

Las estimaciones realizadas son de orden de magnitud, no obstante ello, para los rubros significativos, se realizó un predimensionamiento de equipos y maquinarias y se calcularon los Items complementarios conforme a coeficientes usuales en plantas de procesos.

Para el análisis de costos se subdividieron los rubros en los siguientes Items:

1. Equipos y Maquinarias
2. Cañerías, válvulas y accesorios
3. Instalación eléctrica
4. Instalación de Instrumentos
5. Obra civil
6. Montaje
7. Aislación y Pintura

Para la estimación de los precios se consultaron a proveedores y empresas de plaza y a los valores obtenidos se los cotejaron con las cifras de proyectos similares. La semejanza de los valores se estableció en forma global, de modo tal que la apertura por los conceptos mencionados que se ha realizado, responde al modelo de cálculo que se ha adoptado.

A) Equipos a construir en taller (no standard)

Para la valorización de estos equipos, se predimensionaron los mismos tomando como valor el precio de los kilogramos de material trabajado. Se comparó el valor obtenido con precios de equipos similares de obras de la misma complejidad.

B) Máquinas y Equipos Standard

Los precios se basan en consultar a proveedores de plaza. Se tomaron como referencia precios de las siguientes empresas:

Motores eléctricos: Siemens Arg.

Bombas : C.S.B. - Byron Jackson

Torre de Enfriamiento : FAVRA
Sub-Estaciones Eléctricas: ENA
Sistema Luz Emergencia: NIE
Iluminación: ENA
Aire Comprimido: Whortington - Rudatec
Calderas: SALCCR - CAREN
Desmineralización de agua: Phlox-Exibro S.A.
Instrumentos: FOXBORH Arg., TAYLOR Inst. Dallas Inst.
Sistema de comunicaciones: Siemens Arg.
Balanzas: Bianchetti S.A.

C) Cañerías, válvulas y accesorios

Se predimensionaron las cañerías tomando como valor el precio de los kilogramos de material instalado; válvulas y accesorios se estimaron porcentualmente, adoptando valores de instalaciones similares.

Instalación eléctrica

La instalación eléctrica de suministro y distribución, se predimensionó y se valorizó tomando como base precios de empresas proveedoras e instalaciones similares.

La instalación eléctrica de cada rubro se valorizó globalmente.

D) Instalación de Instrumentos

El costo de la instrumentación de las instalaciones de Servicios auxiliares se incluye en el costo de los equipos correspondientes con excepción de la instrumentación de la estación reductora de suministro de gas natural, la cual se valorizó en forma desglosada.

E) Obra civil

Se ha valorizado según los costos de la Revista VIVIENDA, corrigiendo los valores en ella consigandos conforme a coeficientes aconsejados por empresas de ingeniería y construcción para obras industriales.

F) Montaje

Se estima porcentualmente en base al costo del equipo a adquirir. Se lo coteja globalmente con costos de montaje de obras similares.

G) Aislación y Pintura

Se estima como porcentaje del costo de los elementos a aislar o pintar; o bien se estima globalmente dentro del costo de instalación de equipos y en el costo de adquisición de cañerías y tuberías.

INVERSION SERVICIOS AUXILIARES

A) Abastecimiento de agua

Pozos semisurgentes:

Se prevé la instalación de dos pozos con una capacidad de 200 m³/h cada uno.

Los mismos responderán a las siguientes características generales:

- Profundidad de perforación: 50 - 60 metros
- Cañerías de aislación: de caños de Ø 18" de aproximadamente 40 metros de longitud; caño de Ø 16" de aproximadamente 15 metros de longitud.
- Filtro de caño de acero tipo Johnson de 12" de diámetro y 10 metros de longitud.
- Prefiltro de gravilla.
- Bomba centrífuga vertical: caudal 230 m³/h., Altura manométrica 110 metros c.u.
- Motor eléctrico vertical de 130 C.V., eje hueco.
- Caño de Impulsión de Ø 8", longitud de 50 - 60 metros.
- Registrador de caudal y presión.
- Equipo de cloración.

Torre de Enfriamiento

Se prevé la instalación de 4 módulos marca FAVRA o similar, Modelo 550/1604 con una capacidad total de 2.200 m³/h.

Las características de esta instalación serán:

- Servicios continuos, con tiraje inducido en contracorriente.
- Estructura de Hormigón Armado.
- Ventiladores de 6 palas, tipo KO 488/6100, de 75 HP c/u y 288 R.P.M. con motor y reductor de velocidad.
- Relleno P.V.C.
- Persianas de HºAº
- Grilla de PRFV
- El conjunto estará equipado con bombas centrífugas de envío y recirculación con sus correspondientes reservas.

Equipo desmineralizador de agua

Se prevé la instalación de un sistema compuesto por dos conjuntos de 7 m³/h de capacidad cada uno, integrados por:

- 2 columnas de intercambio de cationes
- 2 columnas de intercambio aniónicas
- 1 tanque medidor de Soda Cáustica
- 1 tanque medidor de Ácido Sulfúrico
- 1 Torre descarbonatadora
- 1 tanque stock de 20 m³
- Sistema de cañerías, válvulas y comandos.
- Sistema de bombeo e inyección de productos.

Inversión Abastecimiento de Agua

	\$a. (miles)
Equipos y máquinas	8.200.-
Instalación Eléctrica	941.-
Instrumentos	1.968.-
Cañerías y Accesorios	2.230.-
Aislación y Pintura	171.-
Montaje	1.547.-
Obra civil	2.053.-
Total	17.119.-

B) Suministro de energía eléctricaSuministro y distribución

La unidad fabril se alimentará de la red principal del sistema provincial de 132 KV.

Como emergencia, se prevé además una conexión al sistema local de 33 KV para uso limitado.

La potencia instalada del sistema 132 KV que necesitará la planta para cubrir las necesidades de las plantas productoras, servicios auxiliares, infraestructura y margen de reserva instalada se estima en 10.500 KVA.

La potencia disponible del sistema de emergencia de la red local no podrá ser superior a los 4.240 KW que pueden generar los dos equipos diesel de la Central Zanala, la que se verá restringida para uso fabril, a una cifra que dependerá de otros consumos necesarios.

Se prevé la instalación de una sub-estación principal de 132/33 KV de toma y rebaje, próxima a la red principal del sistema provincial, con su correspondiente playa de maniobras. La potencia de la misma será de 10.500 KVA.

Se prevé instalar además en el área de fábrica una sub-estación transformadora de 33/132 KV de 10.500 K.V.A. con su correspondiente tablero de distribución en 13,2 KV.

La interconexión de la sub-estación principal de 132/33 KV con la sub-estación de 33/132 KV se prevé realizar por línea aérea de una longitud estimada en 5 km.

Desde el tablero de distribución en 13,2 KV se tenderán conductores subterráneos hasta los centros de consumo, donde se prevé instalar sub-estaciones transformadoras de 13,2/0,58 KV.

- Sistema de luz de emergencia

Se prevé instalar en todas las plantas y salas de servicios equipos de luz de emergencia de corriente continua de 110 V - 100 A/h con baterías de Ni - Cd con cargadores autorregulados.

- Iluminación de calles y perímetro de fábrica

Se estima instalar un sistema de iluminación del orden de 10 Lux a lo largo de calles internas y del perímetro de fábrica. La instalación se prevé con columnas de 9 metros de altura colocadas a una distancia cada una de 50 metros, con artefactos de sodio de 400 W. La alimentación eléctrica se prevé con cables de 50 y 100 mm² de sección; el control de encendido y apagado se comandará con fotocelulas.

- Sistema de puesta a tierra y pararrayos

Se estima la instalación de pararrayos, jabalinas, mallas y sus interconexiones con equipos, sub-estaciones, etc.

Inversión suministro energía eléctrica

	\$a. (miles)
Equipos	23.157.-
Instalación eléctrica,	
Iluminación, Puesta a Tierra,	
Pararrayos, Luz emergencia	29.773.-
Montaje	13.234.-
Total	66.164.-

C) Abastecimiento de Gas Natural

Se prevé la instalación de una sub-estación reductora de gas natural, cuya toma se proyecta desde el ramal 2 marcado en el mapa N° 5, "Croquis de Localización", a una presión de diseño de 20 Kg/cm².

La distribución en planta se prevé con cañería de Ø 6".

La estación reductora se ha estimado compuesta con los siguientes elementos:

- Separador
- Sistema doble de reducción de presión de 20 a 4 kg/cm²- uno quedará como reserva.
- Sistema de medición de caudal, presión y temperatura del gas consumido.
- Odorizador
- Válvulas de seguridad
- Cañerías y válvulas de bloqueo.
- Accesorios varios

Inversión Abastecimiento de Gas Natural

	\$a. (miles)
Equipos	220.-
Instrumentos	259.-
Cañerías válvulas y accesorios	110.-
Montaje	120.-
Obra civil (Bases)	20.-
Pintura	11.-
Total	740.-

D) Abastecimiento de aire comprimido

Se prevé la instalación de dos sistemas de aire comprimido; a saber:

- Aire para uso general
- Aire para uso de instrumentos. Es de hacer notar que en este caso el aire se utilizará para alimentar las válvulas neumáticas de control solamente, dado que el resto de la instrumentación se prevé electrónica.

El sistema de aire para uso general comprenderá los siguientes elementos:

- Compresor tipo alternativo, caudal 250 N m³/h - completo con motor eléctrico, presión de descarga 7 kg/cm²
- Enfriador de aire
- Tanque acumulador 2 m³
- Sistema de comando y control

El sistema de aire para instrumentos comprenderá los siguientes elementos:

- Compresor tipo alternativo, sin lubricación en el cilindro, (Tipo seco), caudal 250 N m³/h - compuesto por motor eléctrico, presión de descarga 7 kg/cm²
- Enfriador de aire
- Tanque acumulador 20 m³
- Secadero de aire, tipo absorción con lecho de sílica-Gel, de accionamiento automático, regeneración por calentamiento eléctrico,

ciclo de secado de 8 horas, punto de rocío del aire de salida a -40°C, caudal de diseño de 250 N m³/h.

- Filtros aire
- Sistema de comando y control

Inversión Abastecimiento Aire Comprimido

	\$a. (miles)
Equipos y máquinas	5.603.-
Instalación Eléctrica	295.-
Instrumentos	1.081.-
Cañerías, válvulas y accesorios	1.180.-
Aislación y pintura	147.-
Montaje	1.032.-
Obra civil	492.
Total	9.830.-

E) Abastecimiento de vapor

Se prevé la instalación de una caldera para generación de vapor para calentamiento de equipos durante la puesta en marcha de la planta.

La misma se estima del tipo humotubular de las siguientes características:

Capacidad = 3000 kg/h

Presión de operación = 10 kg/cm²

Temperatura del agua alimentación = 50°C

Combustible = Gas natural

completa con quemador, ventilador de tiroforzado, equipo de alimentación de agua, controles de nivel y alimentación de agua, control de combustión, válvulas de seguridad, sistema de encendido y seguridad de llama, chimenea, niveles de vidrio, manómetros, sistema de alarmas, etc.

Funcionamiento = automático

Temperatura del vapor: 183° C

Inversión Abastecimiento de Vapor

	\$a. (miles)
Equipos	1.998.-
Cañerías, válvulas y accesorios	740.-
Aislación y pintura	140.-
Montaje	550.-
Obra civil	272.-
Total	3.700.-

F) Instalación contra incendio y seguridad

La instalación prevista estará de acuerdo a los requerimientos del complejo y responde a la legislación vigente.

El sistema estará integrado fundamentalmente por:

- Central de bombas y tanque de reserva de agua contra incendio
- Red de cañerías de alimentación de agua contra incendio
- Dispositivos fijos de distribución y espuma ignífuga
- Extintores manuales y sobre carritos
- Autobomba

En la zona correspondiente al límite de batería y en los distintos edificios que componen el complejo industrial se prevé ubicar extintores de incendios y duchas y lavaojos cuando corresponda.

Se ha previsto asimismo la provisión de ropa para bomberos, equipos y herramientas para los mismos.

Inversión Instalación contra Incendio y Seguridad

	\$a. (miles)
Máquinas y equipos	4.968.-
Instalación eléctrica	162.-
Instrumentos	270.-
Cañerías, válvulas y accesorios	2.268.-
Aislación y pinturas	216.-
Montaje	2.376.-
Obra civil	540.-
Total	10.800.-

6) Sistema de comunicaciones

Se han previsto los siguientes equipos para la conformación del sistema de comunicaciones de la unidad fabril:

- Central telefónica
- Equipo Busca-Personas
- Telex, nacional e internacional

Central Telefónica

Se prevé una central telefónica automática tipo 3/100/12, combinada para tráfico externo e interno para una tensión de servicio de 24 V.C.C., con una capacidad de 3 líneas externas, 100 líneas internas y 12 grupos de conexiones.

Se estima el valor de la misma completa con armarios, aparato de operadora de mesa, fuente de alimentación de 24 V.C.C. y teléfonos automáticos para 100 líneas internas.

Además se prevé la instalación de 7 líneas adicionales directas.

Este conjunto se prevé completar con la red telefónica interna para la zona fabril, servicios, administración e infraestructura.

Equipo Buscapersonas

El equipo previsto comprende, una estación base de Transmisión-Recención con su antena y 20 Receptores-Transmisores personales.

Telex

Equipo Telex con mesada e instalación ligado a la red nacional e internacional de Telecomunicaciones.

Inversión Sistema de Comunicaciones

	\$a. (miles)
- Central Telefónica completa	2.100.-
- Aparatos Telefónicos	250.-
- Red Telefónica	100.-
- Sistema Buscapersonas	1.120.-
- Telex	500.-
TOTAL	4.070,-

1.03 Infraestructura General. Bases de estimación de la inversión

A) Accesos viales

Se prevé la construcción de 20.000 m² de superficie pavimentada para calles y estacionamientos.

Además, se ha previsto consolidar 15.000 m² adicionales de calles y accesos.

B) Accesos Ferroviarios

Se ha previsto el tendido de 1.600 metros de vías ferroviarios para comunicar la unidad fabril con el ramal próximo de vías del Ferrocarril Roca.

C) Cerco Perimetral

Se ha previsto un cerco perimetral en una extensión aproximada de 2.300 metros lineales. El cerco previsto es de alambre de malla romboidal con postes de hormigón, ubicados cada 10 metros.

Sobre la parte superior se colocarán 3 hilos de alambre de púas.

Altura del cerco: 2,2 metros.

D) Desagües cloacales

Se ha previsto la colocación de un ramal principal de cañería de hormigón precomprimido de 500 mm de diámetro, que recogerá los desagües cloacales de los edificios y el efluente tratado de las plantas. La cañería llevará bocas de inspección. Esta cañería principal se comunicará con los edificios de Administración, Talleres y Planta por ramales secundarios, con su correspondiente cámara séptica.

E) Desagües pluviales

Se prevé la construcción de canaletas de hormigón simple de 5 cm de espesor, de sección transversal y de medidas variables.

F) Playa de almacenamiento de materia prima

Construida en hormigón con muros contenedores de 2 metros de altura. Superficie: 8.000 m².

CUADRO N° 1

CALCULO DE INVERSIÓN EN INFRAESTRUCTURA Y SERVICIOS AUXILIARES

	Abast. Mat.	Obra civil	Montaje	miles \$a.
Abastecimiento agua	13.519	2.053	1.547	17.110
Energía eléctrica	52.930	--	15.234	66.164
Abastec. gas nat.	630	20	120	740
Abastec. vapor	2.878	272	550	3.700
Instal. contra incendio	7.384	540	2.376	10.800
Sistema comunicaciones	4.070	--	--	4.070
Abast. aire comp.	8.306	492	1.032	9.930
Totalles	90.178	3.377	18.859	112.414

G) Parques y Jardines

Se prevé la parquización de 30.000 m²

II) Acondicionamiento del terreno y preparación de Infraestructura de obra

Se estima que el terreno estará nivelado, por lo que se prevé solamente la extracción de yuyos y matas.

Se prevé acondicionarlo y compactarlo para apertura de calles provisorias y ubicación de obradores.

Se prevé instalaciones provisionales de agua y energía eléctrica.

Cálculo de Inversión para la Infraestructura General

	\$a. (miles)
- Accesos viales	8.040.-
- Acceso ferroviario	3.200.-
- Cerco perimetral	763.-
- Desagües cloacales	3.766.-
- Desagües pluviales	2.316.-
- Playa de almac. de mat. primas	5.045.-
- Parques y jardines	1.800.-
- Acondic. del terreno y prep. infra. de obra	570.-
Total	25.500.-

1.04 Rodados y equipos auxiliares. Bases de estimación de la inversión

A) Tanques de almacenamiento de Ácido Sulfúrico

Se prevé la construcción de tres tanques de 1.000 m³ cada uno para almacenamiento de Ácido Sulfúrico, de chapa de acero de 1/2" de espesor.

Esta previsión contempla además, las bases de dichos tanques, bombas de movimiento de producto, cañerías acopladas, válvulas, pintura y montaje de los mismos.

Inversión tanques de almacenamiento de Ácido Sulfúrico

	\$a. (miles)
- Equipos y máquinas	13.904.-
- Instalación eléctrica	632.-
- Instrumentos	320.-
- Cañerías, válvulas y accesorios	660.-
- Aislación y pintura	295.-
- Montaje	1.200.-
- Obra civil	2.595.-
 Total	 19.606.-
	=====

B) Chimenea de evacuación de gases

Se prevé la construcción de una chimenea de evacuación de gases de 40 metros de altura y un diámetro interior de 1 metro. La misma apoyará sobre una base de hormigón y su estabilidad estará asegurada por arriostramiento adecuado. Será revestida interiormente con resinas tipo epoxi.

Inversión chimenea de evacuación de gases

	\$a. (miles)
- Equipos y materiales	1.840.-
- Pintura	300.-
- Montaje	200.-
- Bases hormigón	25.-
 Total	 2.365.-
	=====

C) Básculas para camiones y vagones

Se prevé la instalación de dos básculas; una para el pesaje de camiones y otra para el pesaje de vagones. Las mismas serán del tipo electrónicas, con indicación digital de la pesada, impresión de tarjeta y totalizador.

Las básculas estarán ubicadas en distintos sitios y tendrán su correspondiente casilla de operador.

Las plataformas de acceso y pesada serán de hormigón armado y del tipo de baja altura. Serán instaladas al nivel del suelo.

Inversión básculas

	\$a. (miles)
- Equipos y maquinarias	2.445.-
- Instalación eléctrica	80.-
- Pintura	95.-
- Obra civil	312.-
Montaje	<u>230.-</u>
Total	3.162.-
	=====

D) Equipamiento administración, talleres, playa, laboratorio, vestuarios, comedor y cocina, portería y enfermería

Se prevé una estimación global para equipamiento que incluye todos los elementos necesarios en muebles y útiles de oficina, máquinas y herramientas usuales para talleres, playa, artefactos, amoblamientos y vajillas para comedor y cocina, amoblamientos y elementos para portería y enfermería e instrumental, equipamientos y muebles y útiles de laboratorio.

Inversión en equipamientos

	\$a. (miles)
- Equipamiento administración	412.-
- " talleres	2.179.-
- " playa	720.-
- " laboratorio	1.900.-
- " vestuarios, comedor y cocina	300.-
- " portería y enfermería	<u>300.-</u>
	=====
	5.811.-

E) Rodados

Se prevé la adquisición de los siguientes rodados:

- Automóviles: 12 (Gerencia, Ventas, Compras)
- Pick-ups : 2 (talleres) -
- Autoelevadores: 2 (playa)
- Tractores: 2 (playa)
- Palas mecánicas: 2 (movimiento de materias primas)
- Grúa liviana: 2 (talleres)

Inversión en Rodados

	\$a. (miles)
- Automóviles	2.400.-
- Pick-ups	360.-
- Autoelevadores	900.-
- Tractores	700.-
- Palas mecánicas	2.000.-
- Grúas Livianas	1.560.-
 Total	 =====7.920=====

F) Red de distribución y anillo de servicios

Se prevé la construcción de cañerías de interconexión de los centros de servicios auxiliares con los lugares de consumo en Planta, Infraestructura y entre los mismos servicios.

Las cañerías que se han considerado son:

- cañerías de agua y pozos
- " de agua de enfriamiento
- " de agua desmineralizada
- " de gas natural
- " de aire comprimido
- " de vapor
- " de ácido sulfúrico en tanques

Todas las cañerías se montarán sobre puentes de caños, o soportes adecuados, construidos de perfiles metálicos con sus correspondientes bases de hormigón armado.

La estimación incluye, además, válvulas y accesorios correspondientes, aislaciones, materiales generales, pintura y montaje.

Inversión Red de Distribución y anillo de servicios

	\$a. (miles)
- Cañerías, válvulas y accesorios	18.495.-
- Aislación y pintura	5.137.-
- Montaje	8.220.-
- Obra civil - Fundaciones	6.165.-
- Estructuras metálicas	<u>13.357.-</u>
Total	<u>51.375.-</u>
	=====

Cuadro N° 2

CALCULO DE INVERSION EN RODADOS Y EQUIPOS AUXILIARES

	Sa. miles				
	Abastec. materiales	Obra civil	Montaje	Totalless	
Tanques de almac. de ácido sulf.	15.811	2.595	1.200	19.606	
Chimenea de evac. de gases	2.140	25	200	2.365	
Báscula para cañones y vagón.	2.620	512	250	3.162	
Equipamiento administ. etc.	5.811	--	--	5.811	
Rodados	7.920	--	--	7.920	
Red. de distrib. y anillo de seg.	23.635	19.522	3.220	51.375	
	57.935	22.454	9.850	90.259	

1.5 Obras Civiles. Bases de estimación de la inversión

A) Edificio de administración

Se prevé un edificio de construcción típica para oficina en centro industrial, de las siguientes características generales:

Estructura: hormigón armado

Paredes exteriores: mampostería de ladrillos comunes

" interiores: ladrillos cerámicos huecos

Revoques: exteriores e interiores

Cielo raso: aplicado a la losa de hormigón

Pisos: de mosaico y/o madera, con contrapisos de hormigón sobre y zócalos.

Carpintería: metálica y de madera

Instalación eléctrica

Instalación de agua, fría y caliente

Calefacción y previsión para instalar equipos de aire acondicionado.

Revestimiento con azulejos

Artefactos sanitarios (tipo de amurar).

Artefactos de iluminación (tipo plafones de base metálica y difusor de acrílico).

Grifería (tipo Peirano)

B) Vestuario y portería

Construcción similar a edificio de administración

C) Comedor, conicna, laboratorio y enfermería

Construcción similar al edificio de administración, excepto las terminaciones y revestimientos, que serán de tipo sanitario.

D) Talleres, Depósito y Almacenes, Subestaciones Transformadoras,

Sala de Máquinas

Construcción similar al edificio de administración, con excepción de:

Pisos: mosaicos para talleres de instrumentos y eléctricos y para oficinas; cemento rodillado para el resto.

Terminación: tipo edificio industrial

Instalación eléctrica: para tomas de potencia para maquinarias y puesta a tierra de máquinas.

Revestimiento: cemento alisado.

E) Garage

Construcción: tipo galpón industrial

Cálculo para Inversión para Obras Civiles

	\$ar. (miles)
- Edificio administración: 600 m ²	2.448.-
- Vestuarios : 200 m ²	816.-
- Comedor y cocina : 500 m ²	2.460.-
- Talleres : 600 m ²	2.016.-
- Laboratorio: 100 m ²	492.-
- Garage : 120 m ²	216.-
- Depósito y almacenes: 800 m ²	2.688.-
- Enfermería : 60 m ²	295.-
- Sub-Estaciones transform.: 100 m ²	336.-
- Portería: 50 m ²	204.-
- Saídas de máquinas: 600 m ²	<u>2.016.-</u>
Total Obras Civiles	13.987.-

1.06 Puros asimilablesA) Organización de la empresa:

Se prevé que los gastos de organización de la empresa se efectuarán durante el período de instalación de la planta y en el semestre posterior a la puesta en marcha.

Se asume que su monto global, de acuerdo a la experiencia en plantas de capital intensivo se encontrará entre el 3-4% de la inversión en Activo fijo, estando el mismo distribuido en el tiempo de la siguiente manera:

1º y 2º semestre = 0,5 % del Activo fijo: 4.820 \$a m

3º y 4º " = 1 % " " ; 9.641 \$a m

5º y 6º " = 1,5 % " " ; 14.461 \$a m

7º " = idem 7.230 \$a m

Monto global (3,8 % Activo fijo) =	36.152 \$a m
	=====

B) Gastos de administración durante la instalación

Se adopta un 20 % de los salarios

C) Ingeniería durante la instalación:

Se excluye de este ítem el monto correspondiente a la ingeniería del Límite de Batería por estar considerado en la cotización de la empresa de tecnología.

Se estima un 10% del monto de las restantes inversiones

Cálculo Ingeniería de Instalación

- Infraestructura y Servicios Aux.	11.241.- \$a m
- Infraestructura general	2.550.- \$a m
- Rodados y equipos auxiliares	9.024.- \$a m
- Obra civil	1.399.- \$a m
Total	24.214.- \$a m
	=====

D) Gastos de puesta en marcha

Dentro de este rubro se prevén los gastos que se originan por la puesta en marcha de la planta y sus servicios.

Dentro de estos gastos se computan:

- Los gastos variables de producción
- Los gastos fijos
- Los gastos de asistencia técnica extranjera
- Los gastos de personal contratado local de apoyo a la puesta en marcha.
- Los gastos de eventuales modificaciones a las instalaciones

Para la valorización de este rubro no tomamos en cuenta los gastos de asistencia técnica extranjera, ni de eventuales modificaciones de las instalaciones dentro del límite de batería, por entender que estos gastos son responsabilidad de la empresa proveedora de la planta. En función de ello se asume un criterio conservador fijando en un 3% de la inversión en Activo fijo.

1.07. COSTO DE PRODUCCION

Criterios Asumidos

1) Materias primas

- Yeso natural: El costo de yeso sobre cantera y camión se adopta= 110 \$a/ton(
 - Costo de transporte = 0,55 \$a/ton x km
 - Distancia cantera-fábrica = 50 km
 - Costo unitario del yeso puesto en fábrica = 137,5 \$a/ton
- (1) (Fuente: "Panorama Minero" - Suplemento Económico - Octubre 1983.

Restantes Materiales primas

Los precios de la arcilla y la arena fueron suministrados por proveedores locales.

A la arena le corresponde un costo de 277 \$/m³, equivalente a 154 \$/ton considerando una densidad promedio entre la densidad de la arena seca (1.600 kg/m³) y la arena húmeda (2.000 kg/m³).

De acuerdo a la información suministrada por las empresas importadoras de coque, este producto, por razones económicas, no está siendo importado actualmente, por lo cual no existe stock de ventas en Argentina. Como precio estimativo se calcula que podría superar los 9 \$/kg.

Por este motivo, las plantas de reducción del país, especialmente las siderúrgicas, lo han reemplazado por coque de petróleo de producción local cuyo precio en el mercado es de 6 \$/kg.

Consultadas las empresas de tecnología informaron que sí se podía utilizar ese coque de petróleo, y otra alternativa de sustitución sería antracita pero esta materia prima también es de origen importado por lo que no solucionaría el problema planteado.

Por esas razones se decidió analizar las dos alternativas posibles: coque de petróleo y coque importado.

2) Servicios auxiliares

- Gas natural: De acuerdo a la Resolución N° 1072 el costo de gas en Neuquén es de:
 - Importe fijo = 75 \$a
 - Importe adicional = 0,52 \$a/m³
- Agua industrial: El costo ha sido calculado en base a la estructura de costo típico de Instalaciones similares. Se computan en dicho costo los siguientes ítems:
 - Drogas para tratamiento del agua
 - Inhibidoras de corrosión y bactericidas

- Energía Eléctrica, aire para instrumentos
- Gastos de personal de la sección correspondiente
- Gastos fijos.

Costo por m³ : 0,50 \$a.

- Agua desmineralizada

Costo por m³ :

El costo de computa, teniendo en cuenta los siguientes conceptos:

- Reposición de resinas
- Drogas para regeneración de lechos de intercambio
- Agua consumida
- Energía eléctrica
- Aire de instrumentos
- Personal
- Gastos fijos

Costo por m³ : \$a. 10

- Vapor Costo por tonelada

El costo se calcula teniendo en cuenta los siguientes factores:

- Drogas
- Gas natural
- Agua
- Energía eléctrica
- Agua desmineralizada
- Aire para instrumentos
- Personal
- Gastos fijos

Costo por tonelada = \$a. 100.-

Se preve que el vapor se consumirá solamente durante la puesta en marcha de la planta, por lo que se supone como consumo del 60% de la capacidad máxima de la caldera en los 2 primeros días. Como margen de seguridad se suponen dos puestas en marcha anuales.

- Energía eléctrica: La tarifa de energía eléctrica vigente es de 0,4917 \$a/KWH, es decir el equivalente a 6,79 veces el valor de generación en El Chocón.

Sin embargo este valor podrá modificarse en el futuro cuando se interconecte todo el sistema, pudiendo disminuirse la tarifa hasta un valor de 2,5 veces el valor de generación de Hidronor.

3) Insumos

- Catalizador: Se asume como un costo anual fijo de \$a. 1.500.000.-

4) Mano de Obra

En los Cuadros N° 5 y N° 6 se detalla la cantidad de personal previsto de acuerdo al Organigrama diseñado en Gráfico N° 2.

5) Mantenimiento:

Se asume un costo del 5% del Activo Fijo.

6) Seguros

Se consideran asegurables los siguientes ítems:

- a) Obra civil
- b) Cercos e Iluminación
- c) Instalación eléctrica
- d) Aislación y Pintura
- e) Estructuras metálicas
- f) Equipos y máquinas
- g) Instrumentación
- h) Cañerías, válvulas y accesorios
- i) Rodados
- j) Equipamientos
- k) Montaje
- l) Know-how

11) Ingeniería

El monto asegurado es de 964,093.- (miles de \$a.) Se toma una prima anual de 1%, de lo que resulta un costo anual de seguros de: \$a. 9.640.- (miles).

1.07 AMORTIZACIONESDirectas: (miles de \$a.)

Item	Descripción	Años	Planta Acido Sulfúrico \$a/m	Planta Cemento \$a/m
1	Suministros	10	205.864	321.327
2	Montaje	10	37.265	59.612
3	Obra civil	30	24.841	75.044
	Totales		267.970	455.983

Indirectos: (miles de \$a)

Incluye infraestructura y servicios auxiliares, instalaciones complementarias, equipamientos, rodados y los gastos de Ingeniería durante la instalación.

Item	Descripción	Años	Totales
1	Ingeniería	10	24.214
2	Maquinarias y equipos	10	134.382
3	Obras civiles	30	65.318
4	Montaje	10	28.709
5	Rodados	5	7.920
6	Equipamientos	5	5.811
	Totales		266.354

Amortizaciones Directas: Se incluye en este rubro la totalidad de la Inversión considerada como Límite de Batería de las plantas productoras. Dentro del rubro suministros se incluyen Equipos y Maquinarias, Cañerías, Válvulas y Accesorios, Instalaciones mecánicas, Instalaciones Eléctricas, Instrumentación, Aislación y Pintura, Know how e Ingeniería.

IV-30

Cuadro N° 3

Amortizaciones

Item	1 - 5 años	6 - 10 años	11 - 30 años	Total
<u>Amortizaciones</u>				
<u>Directas</u>				
Suministros	52.719	52.719		527.191
Montaje	9.688	9.688		96.877
Obra Civil	3.263	3.263	3.263	97.885
<u>Amortizaciones</u>				
<u>Indirectas</u>				
Ingeniería de Instalación (Excepto Battery Limits)	2.421	2.421		24.214
Maquinarias y Equipos	13.438	13.438		134.382
Obra Civil	2.177	2.177	2.177	65.318
Instalación y Montaje	2.871	2.871		28.709
Rodados	1.584			7.920
Equipamiento	1.162			5.811
TOTAL	89.323	86.577	5.440	

Cuadro N° 4SUELDOS PERSONAL

Personal	Cant.	\$a. Sueldo Unit.	\$a. miles Total anual
Gerente General	1	43.000,-	516,-
Gerente Operativo	5	27.000,-	1.620,-
Jefe Departamento	12	18.000,-	2.592,-
Jefe Área	12	12.000,-	1.728,-
Técnicos o equivalentes	37	7.000,-	5.108,-
Empleados	49	5.000,-	2.940,-
Secretarías	11	3.000,-	396,-
Sub-total empleados			12.900,-
Operario normal	9.400 h/mes	33 \$a/h	3.722,-
Operario turno	12.320 h/mes	33 \$a/h	4.879,-
Sub-total operarios			8.601,-
Total personal			21.501,-
Cargas sociales 50%			10.750,-
TOTAL			<u><u>32.251,-</u></u>

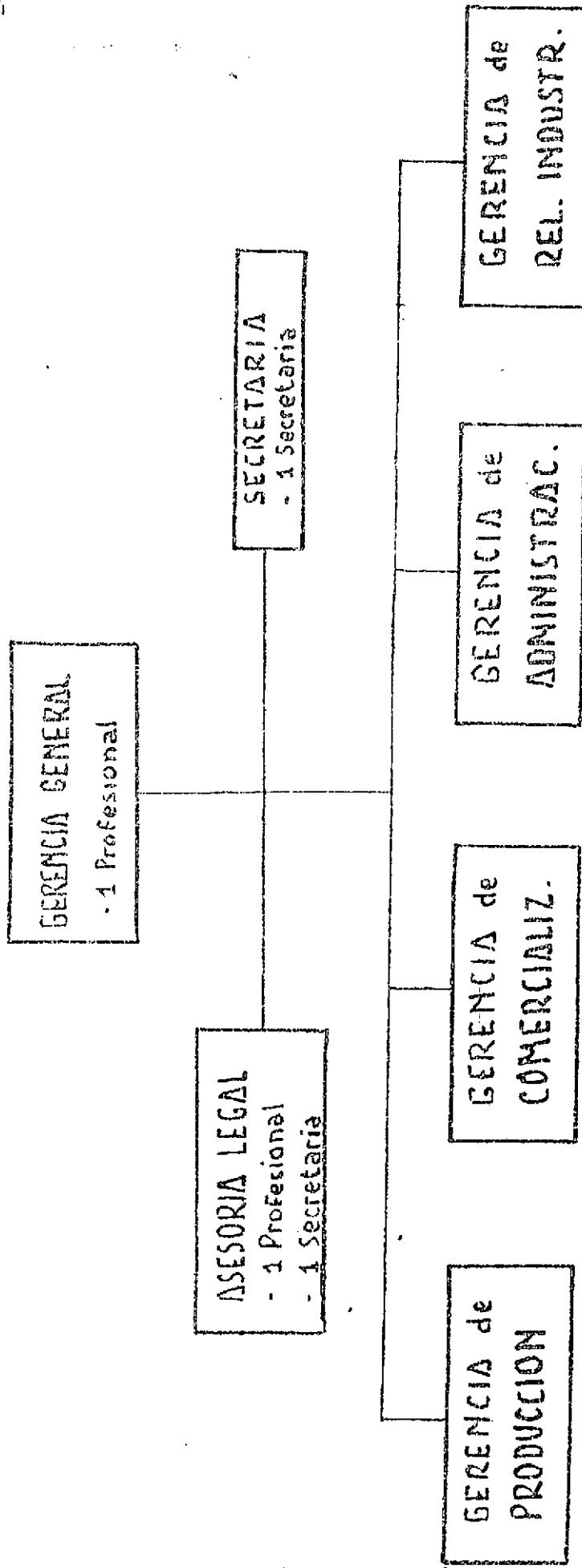
Cuadro N° 5PERSONAL TOTAL PREVISTO

<u>SECTOR</u>	<u>Empleado</u>	<u>Obrero</u>	<u>Total</u>
<u>Gerencia General</u>	4		4
<u>Gerencia de Producción</u>	2		2
Departamento de Procesos	14	56	70
Departamento de Ser. Aux.	22	46	68
Departamento de Compras	9		9
Depart. de Ingeniería	11		11
Laboratorio	9		9
Depósito y Expedición	5	1	6
<u>Gerencia de Comercializac.</u>	2		2
Departamento de ventas	5		5
Departamento de Prom. y Publ.	3		3
Estudio de Mercado y Desarro.	3		3
<u>Gerencia de Administración</u>	2		2
Departamento de Finanzas	4		4
Departamento de Contabilidad	8		8
Crédito y Cobranzas	5		5
Sistemas	4		4
<u>Gerencia de RR. H.</u>	2		2
Departamento de Personal	5		5
Obra Social y Servicios	8		8
	127	103	230

Cuadro N° 6Distribución Personal

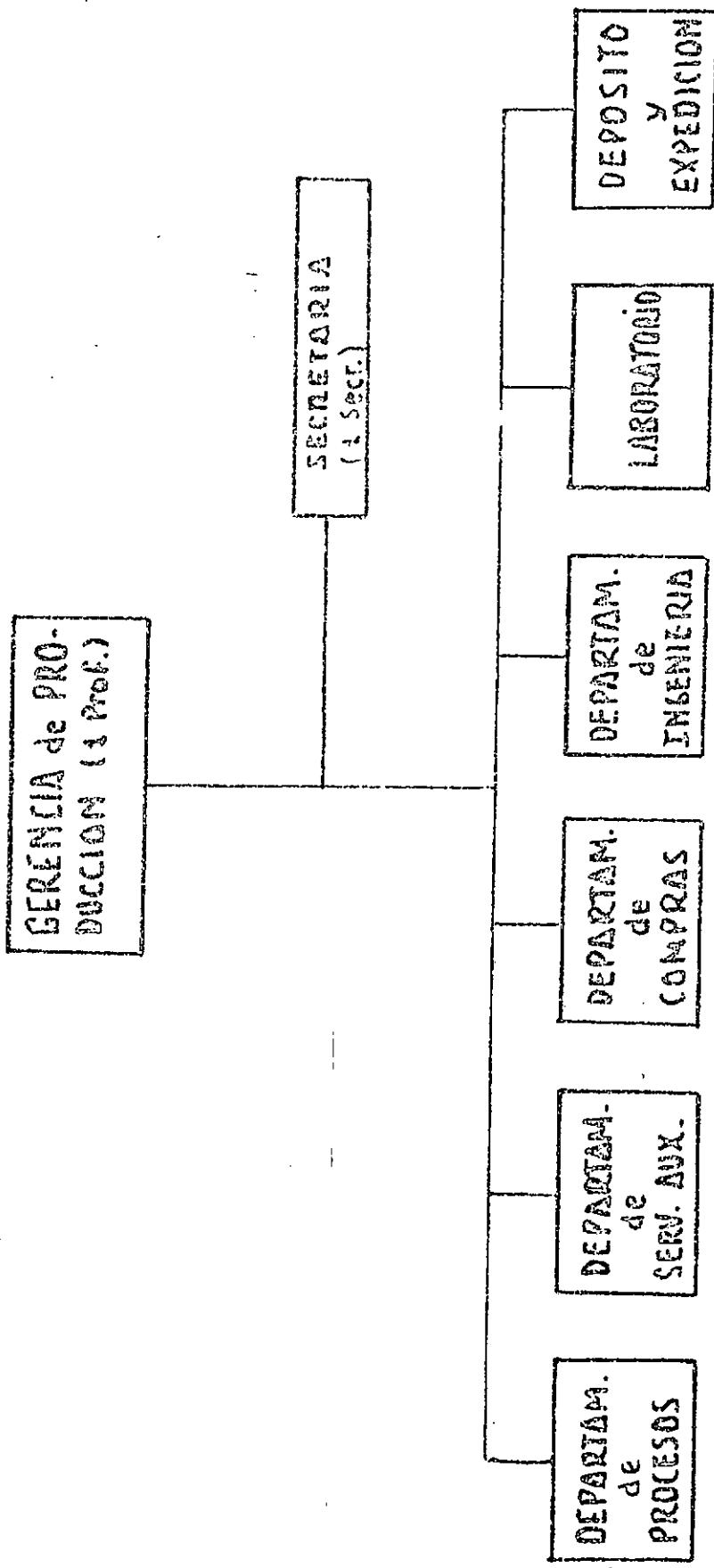
	Cant.	Sueldo unit. \$a.	Total mensual \$a. miles	Total anual \$a. miles	Total anual + cargas so- (50%) \$a. m-
PRODUCCION					
Gte. Operativo	1	27.000.-	27.-	324.-	
Jefe Departamento	5	18.000.-	90.-	1.080.-	
Jefe Area	9	12.000.-	108.-	1.296.-	
Técnicos o equi.	29	7.000.-	203.-	2.436.-	
Empleados	22	5.000.-	110.-	1.320.-	
Secretarias	6	3.000.-	18.-	216.-	
Total Producción			6.672.-		10.008.-
ADMINISTRACION					
Gte. General	1	43.000.-	43.-	516.-	
Gte. Operativo	3	27.000.-	81.-	972.-	
Jefe Departamento	4	18.000.-	72.-	864.-	
Jefe Area	3	12.000.-	36.-	432.-	
Técnicos o equiv.	6	7.000.-	42.-	504.-	
Empleados	21	5.000.-	105.-	1.260.-	
Secretarias	4	3.000.-	12.-	144.-	
Total Administrac.			4.692.-		7.038.-
COMERCIALIZACION					
Gte. Operativo	1	27.000.-	27.-	324.-	
Jefe Departamento	3	18.000.-	54.-	648.-	
Técnicos	2	7.000.-	14.-	168.-	
Empleados	6	5.000.-	30.-	360.-	
Secretarias	1	3.000.-	3.-	36.-	
Total comercializ.			1.536.-		2.304.-
Total			12.900.-		19.350.-

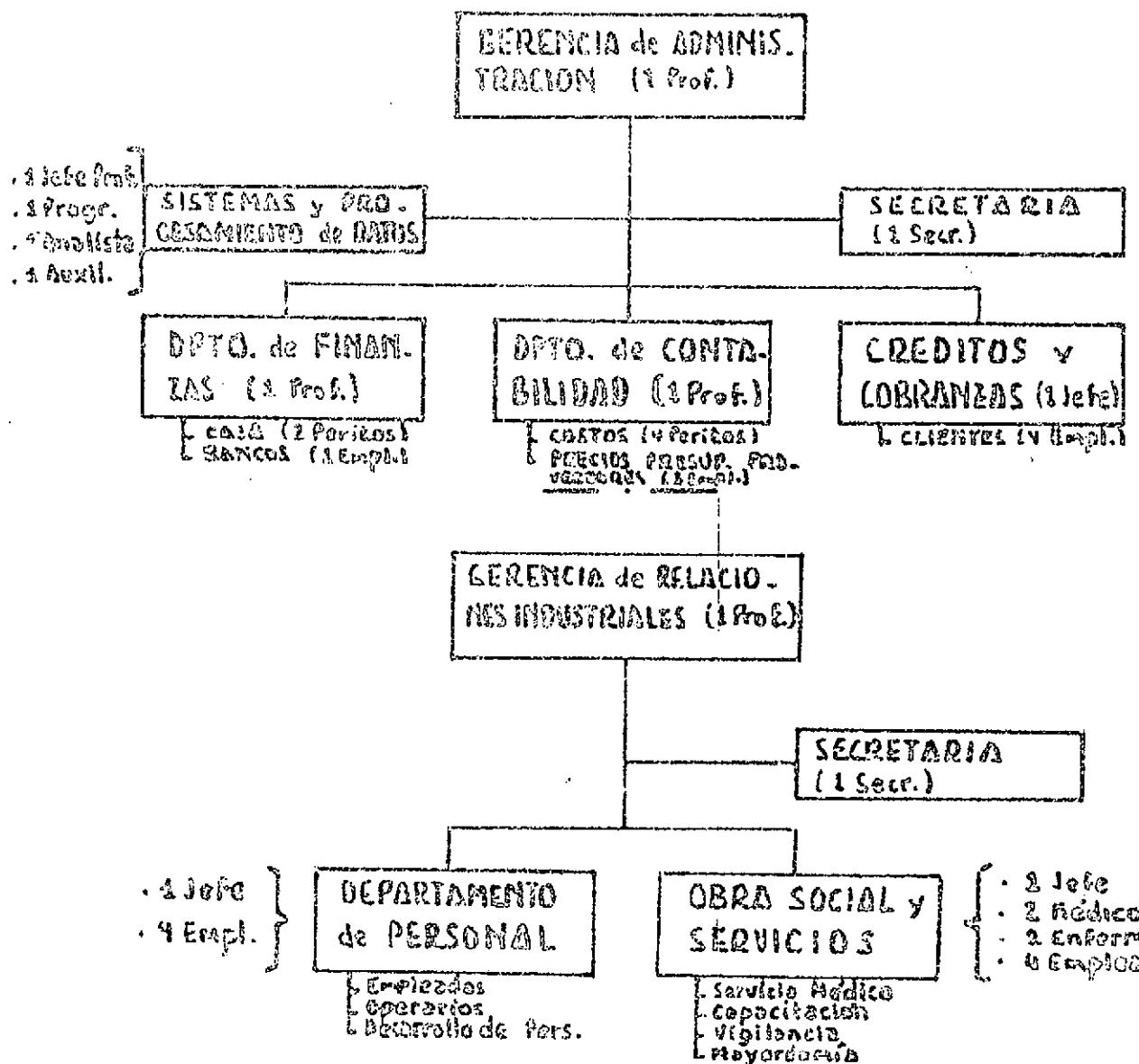
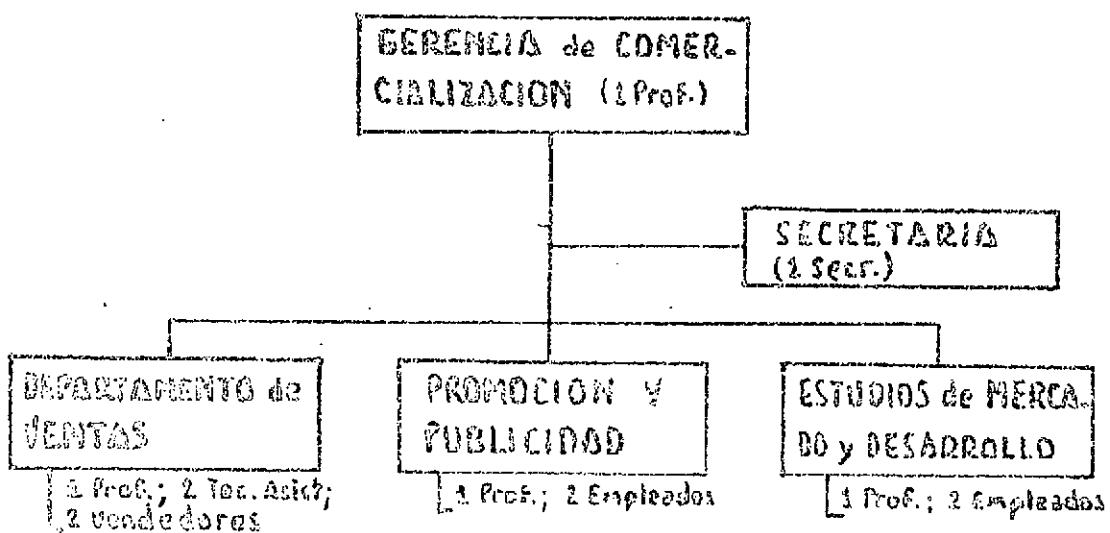
GRÁFICO N° 2 : ORGANIGRAMA de la EMPRESA

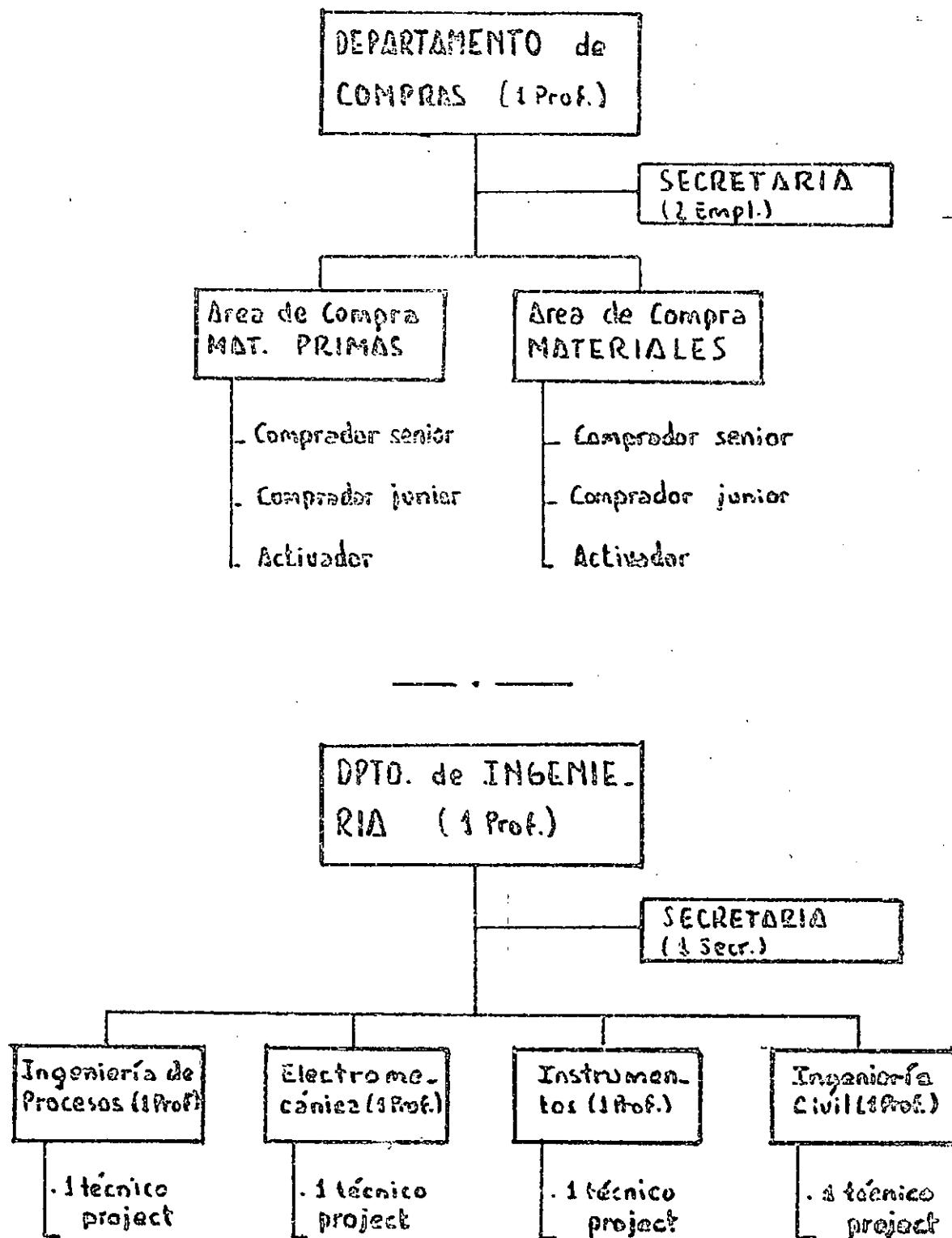


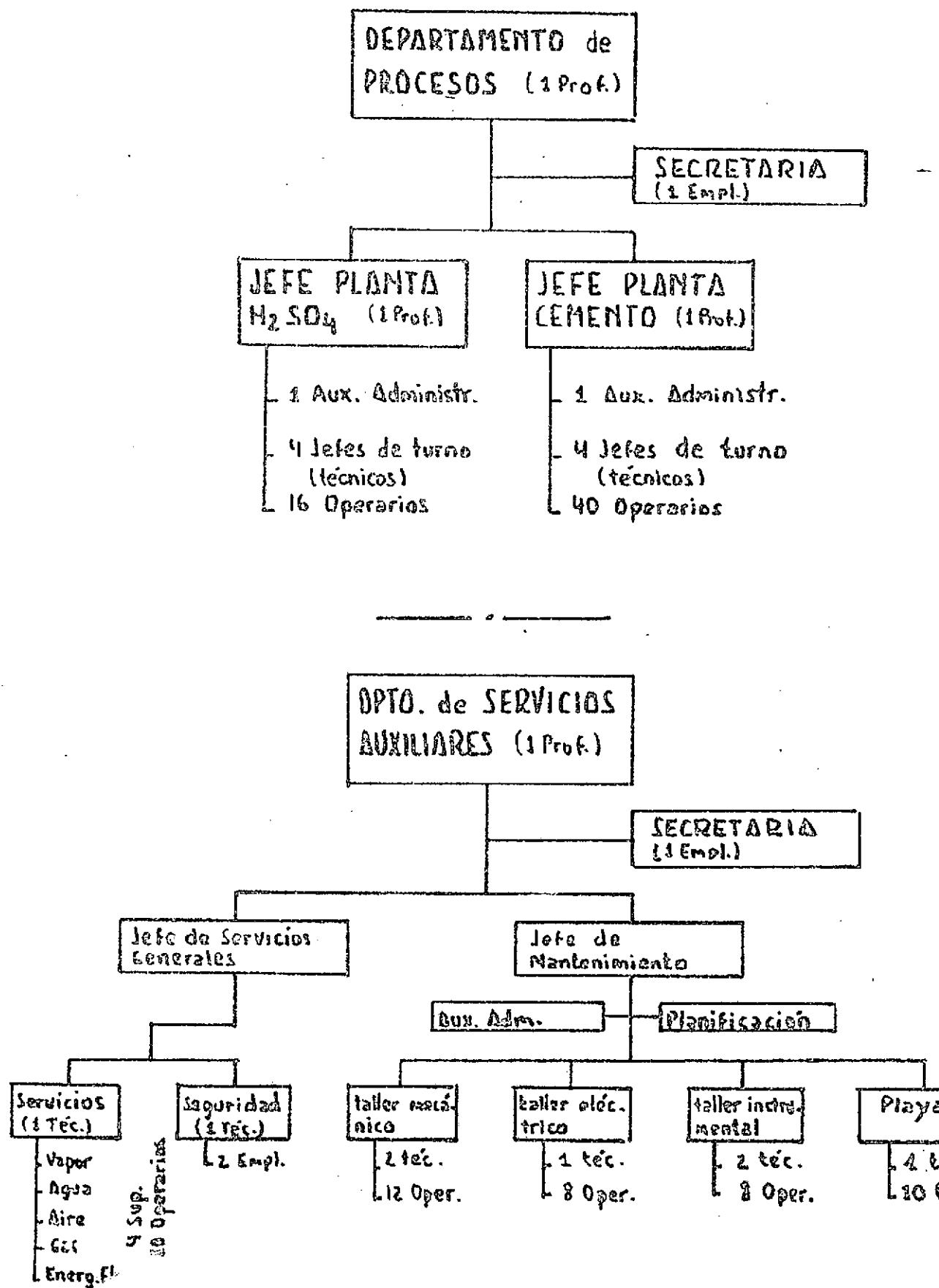
GráE. N° 2 (Cont. 1^a)

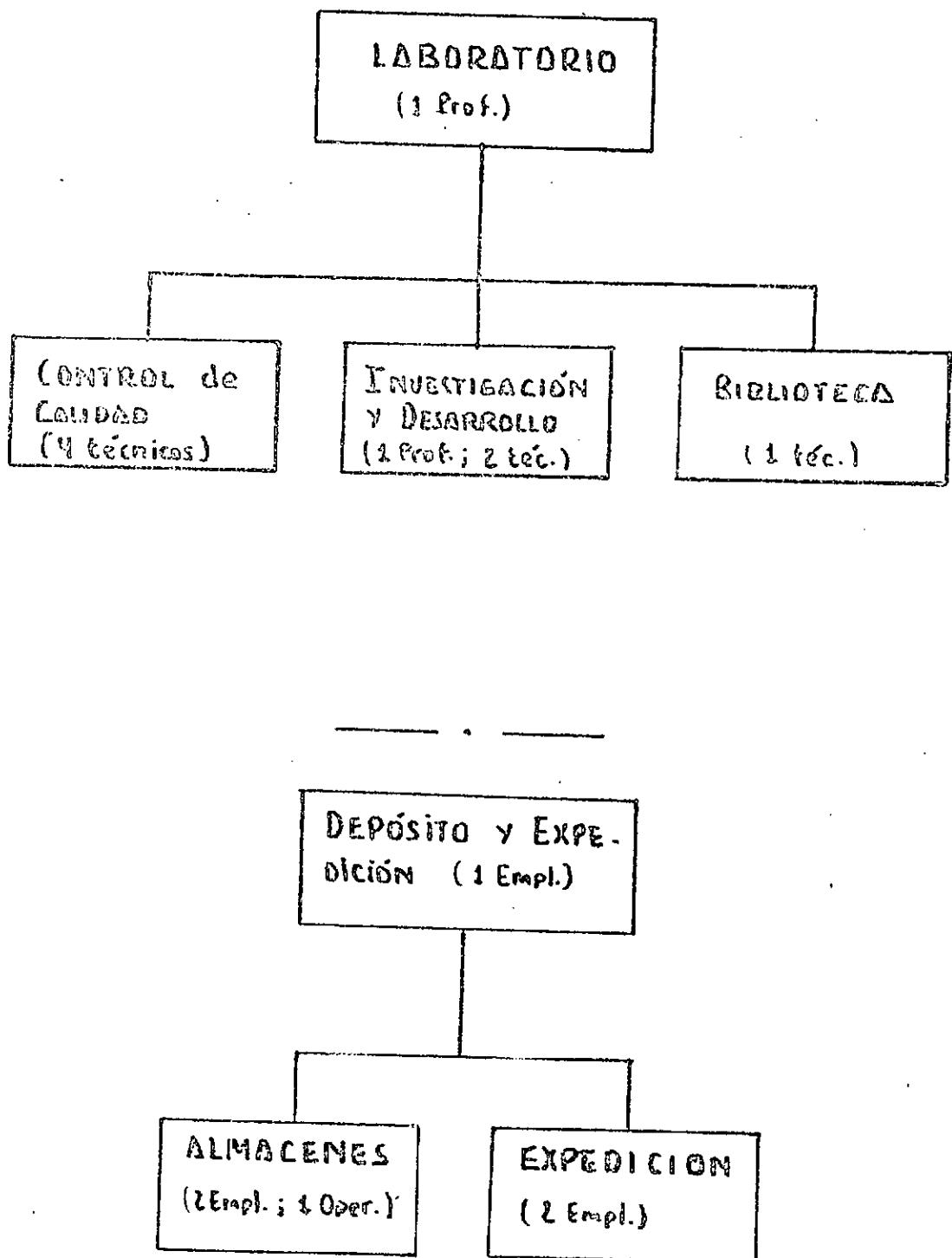
IV-35



Graf. N°2 (cont. 2^o)

GRAF. N°2 (Cont. 3^o)

Gráf. N° 2 (Cont. 4²)

GRÁF. N° 2 (Cont. 5^a)

CUADRO N°: 7 COSTO DE ADMINISTRACION (\$a.m)

HONORARIOS EMPLEADOS,	4.692.-
CARGAS SOCIALES	2.346.-
GASTOS GENERALES,	6.534.-
(90% TOTAL)	13.372
	=====

COSTO DE COMERCIALIZACION (\$a.m)

HONORARIOS EMPLEADOS	1.536.-
CARGAS SOCIALES	768.-
GASTOS GENERALES	2.073.-
(90% TOTAL)	4.377.-
	=====

CUADRO N° 8 : COSTO TOTAL

Capacidad: 165.000 ton/a.

ITEM	Consumo Específico	Costo Unitario \$a.	Costo Unit. -Variable \$a./Ton.	Costo Fijo \$a.miles	Costo Total \$a.miles
COSTO DE PRODUCCION					
1. Materiales Primas					
-Yeso natural	1,72 ton/ton	137,5	236,5		39.022
-Arcilla	0,24 ton/ton	261	62,64		10.336
-Arena	0,01 ton/ton	154 \$/ton.	1,54		254
-Coke	0,1 ton/ton	6.000\$/ton.	600		99.000
2. Serv. Auxiliares					
-Gas natural	202 m ³ /ton.	75 \$a.+ 0,52 \$a/m ³ .	105	0,075	17.400
-Agua industrial	80 m ³ /ton.	0,5\$a/m ³ .	40		6.600
-Agua de proceso	0,14m ³ /ton	10 \$a/m ³ .			231
-Vapor	1,73 ton/año	100\$a/ton.		17	17
-Energía eléctrica	190 KWH/ton.	0,4917 \$a/ KWH	93.423		15.415
3. Insumos					
Catalizador				1.500	1.500
4. Mano de obra				22.909	22.909
5. Mantenimiento				29.000	29.000
6. Seguros				9.640	9.640
7. Amortizaciones				89.323	89.323
COSTO DE PRODUCCION					340.571
COSTO DE ADMINISTRACION				13.372	13.372
COSTO DE COMERCIALIZACION				4.377	4.377
COSTO DE FINANC.				42.951	42.951
COSTO TOTAL					401.271

1.09 ACTIVO DE TRABAJO

Criterios

Para el cálculo de este ítem se han tenido en cuenta los siguientes gastos:

1) Producción en proceso

El tiempo de residencia del material en la planta, para cumplir todas las operaciones, es de aproximadamente 7 días.

El costo de producción correspondiente es de:

$$\text{Costo} = \frac{\text{Costo de producción anual} \times 7 \text{ d}}{330 \text{ d.}} = 7.224 \text{ $a.m.}$$

2) Stock de materias primas

ITEM	Días de stock	Consumo diario	Costo unitario \$a.	Costo total \$a.m.
Yeso	7	860 ton.	137,5	827
Arena	20	5 "	154	15,4
Arcilla	20	120 "	26,1	626,4
Coke	20	50	6.000	6.000
			TOTAL	7.468,8\$a n

3) Stock de producto terminado

Se asume el costo de producción equivalente a 15 días, que corresponde al stock cemento.

$$\text{Costo} = \frac{\text{Costo de prod. anual} \times 15}{330 \text{ d.}} = 15.480 \text{ $a.m.}$$

4) Repuestos

Se considera un monto anual de 1% de la Inversión en Máquinas y equipos.

5) Crédito a compradores

Se considera un plazo de crédito a compradores de 30 días para ambos productos.

$$\text{Precio Acido Sulfúrico} = \frac{\text{Precio actual litoral}}{\text{Costo de transporte}} = 1.784 \text{ $a/ton.}$$

$$\text{Precio Acido Sulfúrico Nov. 1983} = 2.150 \text{ $/Ton.} + \text{TVA} = 2.537 \text{ $/ton.}$$

Costo transporte: 0,85 \$a./ton km.

$$\text{Precio cemento: Precio local Nov. 1983} = 1.432 \text{ $a./ton.} + \text{IVA} = 1.689 \text{ $a./ton.}$$

Facturación anual (\$a.m.)

Producto	Período		
	4	5	6
	Cap.: 82.500	Cap.: 124.000	Cap.: 165.000
Acido sulfúrico	147.180	221.216	294.360
Cemento	139.405	209.436	278.685
TOTAL	286.585	430.652	573.045
Facturación diaria	785,2	1.179,8	1.570
Crédito a compradores	23.574	35.396	47.099

6) Disponibilidad de cajas y bancos (\$a.m.)

Se asume el 1,5 de la facturación

PERÍODO	4	5	6
	4.298	6.459	8.595

Quadro N° 9 : AMORTIZACIONES Y UTILIDADES INCLUIDAS EN
INCREMENTOS DE ACTIVO DE TRABAJO

	82.500 ton/a. \$a.m.	124.000 ton/a. \$a.m.	165.000 ton./a. \$a.m.
-Amortización en "Producción en Proceso".			
Amortización anual=89.323\$a.m.			
" diaria= 270,7\$a.m.			
" 7 días= 1.895 \$a.m.	1.895	1.895	1.895
-Amortización en "Stock de producto terminado"			
Amortización para producción de 15 días = 4.060 \$a.m.	4.060	4.060	4.060
-Amortización en "Crédito a compradores"			
Amortización para venta 30 días=			
$\frac{89.323 \times 30}{365} = 7.341$	3.670	5.506	7.341
-Utilidades en "Crédito a compradores"			
Utilidad anual=Facturación-costo anual anual			
Utilidad de 30 d=Utilidad $\frac{x 30}{365}$	--	5.830	14.118
	9.625	17.291	27.414

CUADRO N° 10 : ACTIVO DE TRABAJO

miles de \$a

ITEM	PERIODO	4	5	6	Total \$am
		Capacidad = 82,500 ton/a.	Capacidad= 124,000 ton/a.	Capacidad= 165,000 ton/a.	
-Producción en proceso		7.224,0	-	-	7.224,0
-Stock de materias primas		7.468,8	-	-	7.468,8
-Stock de producto terminado		15.480	-	-	15.480,0
-Repuestos		540,9	-	-	540,9
-Crédito a compradores		23.574,0	11.822,0	11.703,0	47.099
-Disponibilidad de cajas y bancos		4.298,0	2.161,0	2.136,0	8.595,0
Incrementos Activo de trabajo		58.585,7	13.983	13.839	86.407,7
Menos					
-Amortizaciones y utilidades		9.625	7.666	10.123	27.414,0
Inversiones en activo de trabajo		48.960,7	6.317	3.716,0	58.993,7

1.10. BENEFICIOS PROMOCIONALES

Dado que el presente proyecto se encuentra dentro de las industrias promocionales en el área que comprende a las Provincias de Río Negro y del Neuquén con exclusión de las zonas de valles irrigados y de las áreas de frontera, se han tenido en cuenta los beneficios promocionales dispuestos por el Decreto 2532 del Poder Ejecutivo Nacional de fecha 9/10/83.

1. Impuesto al capital - Desgravación del 100% del impuesto al capital por 15 años y de acuerdo a la escala de Pág. 11. A partir de la puesta en marcha.
 - Desgravación del 100% por un lapso no mayor de 3 años en el período que va desde la aprobación del proyecto hasta la puesta en marcha.
2. Impuesto a las ganancias: Dedución del impuesto a las ganancias por 10 años desde la Puesta en Marcha, del 75% de los montos invertidos en Bienes de Uso.
El 75 % se deberá afectar conforme a la máxima desgravación que fija la escala de la pág. 11.
3. IVA
IVA por ventas: liberación según lo establece la escala de la pág. 11.
IVA por materia prima:
 - Materias primas locales: liberación según lo establece escala pág. 11.
 - Materia prima origen extraregional: liberación hasta 10 años como máximo según lo establece escala pág. 11.En el caso del IVA por materia prima, el porcentaje de IVA liberado tendrá carácter de impuesto tributado y/o crédito fiscal en etapas subsiguientes.

CUADRO N° 11 : II- INVERSIONES DEL PROYECTO

01	SUBTOTAL		ST	\$1.m.		
	OE					
	\$1.m.	Dmx 1,000				
II. 1 - Inversiones fijas						
a) Activo Fijo						
1.1. <u>BATTERY LIMITS</u>				964,075		
Planta Cemento:				453,983		
Ingeniería:	41,666	6,731				
Abastec. de Materiales	72,702	169,638	27,404			
Gastos de Nacionaliz.	37,321					
Montaje	59,612					
Obra Civil	73,044					
Planta Ácido Sulfúrico				267,970		
Ingeniería	24,841	4,013				
Abastec. de Materiales	72,668	88,816	14,348			
Gastos de Nacionaliz.	19,539					
Montaje	37,265					
Obra civil	24,841					
1.2. <u>INFRAESTRUCTURA Y SERV. AUXILIARES</u>				112,414		
Obra civil	3,377					
Maquinarias y equipos	90,178					
Instalac. y Montaje	18,859					
1.3. <u>INFRAESTRUCTURA GENERAL</u>				25,500		

CUADRO N°14: II- INVERSIONES DEL PROYECTO (hoja 2)

	SUBTOTAL		ST	\$ a.m. T O T A L
	OF	OE		
		\$ a.m.		IMx 1.000
1.4. <u>RODADOS Y EQUIPOS AUXILIARES</u>				90.239
Obra civil	22.454			
Maquinarias y Equipos	57.935			
Instalaciones y Montaje	9.850			
1.5. <u>OBRAS CIVILES</u>				13.987
b) Rubros asimilables				198.381
-Organización de la empresa	36.152			
-Gastos de administración	6.027			
-Ingeniería durante la instalación	24.214			
-Gastos de puesta en marcha	28.923			
-Intereses durante la instalación	103.065			
TOTAL INVERSIONES FIJAS				1.62.474
INVERSIONES EN ACTIVO DE TRABAJO				58.994
INVERSIÓN TOTAL DEL PROYECTO				221.468

Cuadro N° 12 : CRONOGRAMA DE INVERSIONES

R U B R O	1º Se- mestre	2º Se- mestre	3º Se- mestre	4º Se- mestre	5º Se- mestre	6º Se- mestre	7º Se- mestre
<u>INVERSION FIJA</u>							
<u>ACTIVO FIJO</u>							
Batterv Limits							
Ingeniería							
Abastecimiento de materiales							
Montaje							
Obra civil							
Infraestructura v serv. aux.							
Obra civil							
Maquinarias y equipos							
Montaje							
Infraestructura en general							
Rodados y equipos aux.							
Obra civil							
Maquinarias y equipos							
Montaje							
Obra civil							
RUBROS ASIMILABLES							
Organización de la empresa							
Gastos de adm. durante la const.							
Ingeniería durante la inst.							
Gastos de puesta en marcha							
TOTAL INVERSION FIJA (menos intereses preoperativos)	48.776.-	241.768.-	259.768.-	198.828.-	235.788.-	87.391.-	7.250.-
Intereses preoperativos	6.517.-	11.171.-	15.784.-	19.611.-	24.150.-	25.832.-	-
TOTAL INVERSION FIJA	55.293.-	252.959.-	255.412.-	218.459.-	259.958.-	113.223.-	7.250.-

1.11. FINANCIAMIENTO DEL PROYECTO

Criterios Asumidos

Para el financiamiento del proyecto se prevé la utilización de préstamos por un monto de 743.746 \$a.m., que representa el 64% de las Inversiones Fijas y el 61% de la Inversión total. El capital propio a utilizar asciende a \$a. m 477.722 que incluyen los intereses preoperativos y las Inversiones en Activo de Trabajo, y que representan el 39% de la Inversión total.

Las condiciones asumidas para los préstamos corresponden a las estipuladas por el BANADE, condiciones que se detallan a continuación:

Préstamos BANADE

PERIODOS DE PAGO: Semestrales

PERIODOS DE AMORTIZACION: 20 SEMESTRES

PERIODOS DE GRACIA: 2 (1 año después de la puesta en marcha).

INTERES: 3,5% por semestre vencido (7% anual).

Comisión de compromiso: 0,75% sobre monto total

INDICE DE AJUSTE: A convenir

Fuente: Banco Nacional de Desarrollo

Cuadro N°13: REQUERIMIENTO DE FONDOS PROPIOS Y PRESTAMOS

FUENTE	\$ a. miles	%
CAPITAL PROPIO	477,722	39
PRESTAMOS	743,746	61
INVERSION TOTAL	1,221,468	100

CUADRO N° 14

MONTO DEL PRESTAMO
PERIODOS DE AMORTIZACION DEL PRESTAMO : 24
PERIODOS DE GRACIA : 0
TAS. DE INTERES : 14
COMISION DE COMPROMISO : 0

24-07-68
00
00
00
00
00
00

PERIODO	INTERESES	COMISION	CAPITAL	AMORTIZACION	TOTAL	SOLDE	
						INTERESES	COMISION
1	1054.42	0.00	7147.60	0.00	8192.02	1054.42	0.00
2	1022.35	0.00	7037.76	0.00	8059.91	1022.35	0.00
3	990.28	0.00	6927.92	0.00	7950.20	990.28	0.00
4	958.21	0.00	6818.08	0.00	7858.29	958.21	0.00
5	926.14	0.00	6708.24	0.00	7764.38	926.14	0.00
6	894.07	0.00	6598.40	0.00	7672.47	894.07	0.00
7	861.99	0.00	6488.56	0.00	7580.56	861.99	0.00
8	829.92	0.00	6378.72	0.00	7488.65	829.92	0.00
9	797.85	0.00	6268.88	0.00	7396.73	797.85	0.00
10	765.77	0.00	6159.04	0.00	7304.80	765.77	0.00
11	733.70	0.00	6049.20	0.00	7212.89	733.70	0.00
12	701.63	0.00	5939.36	0.00	7120.98	701.63	0.00
13	669.55	0.00	5829.52	0.00	7029.07	669.55	0.00
14	637.48	0.00	5719.68	0.00	6937.15	637.48	0.00
15	605.41	0.00	5609.84	0.00	6845.24	605.41	0.00
16	573.33	0.00	5499.00	0.00	6753.33	573.33	0.00
17	541.26	0.00	5389.16	0.00	6661.42	541.26	0.00
18	509.18	0.00	5279.32	0.00	6569.50	509.18	0.00
19	477.11	0.00	5169.48	0.00	6477.59	477.11	0.00
20	444.99	0.00	5059.64	0.00	6385.63	444.99	0.00
21	412.92	0.00	4949.80	0.00	6293.72	412.92	0.00
22	380.85	0.00	4839.96	0.00	6201.81	380.85	0.00
23	348.77	0.00	4729.12	0.00	6109.88	348.77	0.00
24	316.70	0.00	4619.28	0.00	6017.98	316.70	0.00
25	284.63	0.00	4509.44	0.00	5926.07	284.63	0.00
26	252.55	0.00	4399.60	0.00	5834.15	252.55	0.00
27	220.48	0.00	4289.76	0.00	5742.23	220.48	0.00
28	188.41	0.00	4179.92	0.00	5650.34	188.41	0.00

CUADRO N° 15

FINANCIAMIENTO del PROYECTO

Análisis Global

RUBRO	AÑO 1 Sa.m.				AÑO 2 Sa. m.							
	1 semestre		2 semestre		3 Semestre		4to. semestre					
	RP	P	AG	P	AG	RP	P	AG	RP	P	AG	
Inversión fija menos intereses preoperativos	14.634	34.142	-	72.533	169.255	-	71.890	167.738	-	59.651	159.177	
Intereses preoperativos	6.517				11.171							
1. Inversión fija	21.151	34.142	-	83.704	169.255	-	87.674	167.738	-	79.262	159.177	
2. Activo de trabajo												
3. Inversión Total	21.151	34.142	-	83.704	169.255	-	87.674	167.738	-	79.262	159.177	

CUADRO N° 15 (cont.)

AÑO 3 \$amiles				AÑO 4 \$amiles			
5º semestre				7º semestre			
RP	P	RP	RP	RP	P	RP	RP
70,758	165,050	-	26,217	61,174	-	7,250	-
...
24,150				25,832	-	-	-
94,888	165,050	-	52,049	61,174	-	7,250	-
...
94,888	165,050	-	52,049	61,174	-	24,480	24,481
...
94,888	165,050	-	52,049	61,174	-	24,481	24,481

(cont.)

Nº 15 (cont.)

ALTERNATIVA I

(Coque: \$a. 6,000/ton.)

CUADRO N°16 REINTEGRO IVA

ALTERNATIVA I: COSTO COKE 6.000 \$s/ton.

	1/8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	
IVA POR VENTAS	-	15054	15054	24627	24627	29275	29275	33827	33827	33827	33829
IVA POR MATERIAS PRIMAS (sin Beneficio Promocional)	-	26750	24750	26750	26750	26750	26750	26750	26750	26750	26750
Diferencia IVA	-	(11705) ⁽¹⁾	(11705)	(2125)	(2125)	(2525)	(2525)	7077	7077	11559	11559
Reintegro IVA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2891	11559

(†) La diferencia negativa de los años 9-10-11 y 12 pasa como crédito a los años 13-14-15 y 16.

DECRETO N° 11 DE CAPITAL (1.5) S/PATRIMONIO NETO
ACTIVO (Capital - Capital Propio-Antece-
PASIVO (Capital - Aportación de la cuenta)

11

CUADRO N° 18 ALTERNATIVA I - PRECIO DEL COSE: \$ 900.50./t.

CUADRO DE RESULTADOS

miles de \$s.

	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
INGRESO p/VENTAS	286,585	430,652	575,045	573,045	573,045	557,573	557,573	547,258	547,258	542,101	542,101	536,944	536,944	531,786	531,786
IVA p/VENTAS						15.054	15.054	24.627	24.627	29.275	29.275	55.827	55.827	58.289	58.289
NIENOS:												256.688	256.688	256.688	256.688
COSTO PRODUC. (Incluye Amort.)	246,480	293,814	340,571	340,571	340,571	357,825	357,825	357,825	357,825	357,825	357,825	356.688	356.688	356.688	356.688
COSTO ADM.	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577	4.577
COSTO FINANC.	52.062	46.157	42.951	57.745	52.539	27.532	22.126	16.020	11.714	6.508	1.301	-	-	-	-
COSTO DE COM.	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372	15.372
REINTEGRO IVA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.891	11.539
IVA POR NAT. PR.	-	-	-	-	-	-	4.012	4.012	6.687	6.687	8.325	26.495	26.495	21.592	21.592
IMPUESTO A LOS CAPITALES	-	-	-	-	-	-	711	684	1.065	1.049	1.204	1.738	1.738	1.710	1.921
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO A LAS GANANCIAS	(29,706)	70,935	171,774	176,980	182,186	184,998	190,231	191,609	196,561	200,065	273,625	274,101	274,101	269,454	260,818
IMPUESTO A LAS GANANCIAS	-	-	-	-	-	9.157	9.416	15.808	16.241	19.806	90.296	90.453	90.462	88.913	86.070
UTILIDAD NETA	(29,706)	70,935	171,774	176,980	182,186	175,841	180,815	175,801	180,620	180,257	183,327	183,648	183,667	180,521	174,748

COURT NO. 19 ALLEGATION I - REQUEST FOR COURT'S ATTENTION - CHARGE OF PROSECUTOR

CUADRO N° 20: ALTERNATIVA I-Precio coke: \$a. 6.000/T - FLUJO DE FONDOS

Miles de \$a.

PERIODO	UTILIDAD NETA	AMORTIZ.	INVERSIÓN PROPIA	CAPITAL DE TRABAJO	VALOR RESIDUAL	AMORTIZ. CREDITO	FLUJO NETO
1	-	-	(104.855)	-	-	-	(104.855)
2	-	-	(166.936)	-	-	-	(166.936)
3	-	-	(146.937)	-	-	-	(146.937)
4	(29.706)	89.525	(48.961)	-	-	-	10.656
5	70.935	89.523	(6.517)	-	-	(74.374,6)	79.566,4
6	171.774	89.523	(3.716)	-	-	(74.374,6)	183.006,4
7	176.980	89.523	-	-	-	(74.374,6)	191.928,4
8	182.186	89.523	-	-	-	(74.374,6)	197.154,4
9	175.841	86.577	-	-	-	(74.374,6)	188.045,4
10	180.815	86.577	-	-	-	(74.374,6)	195.017,4
11	175.801	86.577	-	-	-	(74.374,6)	188.005,4
12	180.620	86.577	-	-	-	(74.374,6)	192.822,4
13	180.257	86.577	-	-	-	(74.374,6)	192.459,4
14	183.527	5.440	-	-	-	(74.374,6)	114.713,4
15	183.648	5.440	-	-	-	-	189.088
16	183.667	5.440	-	-	-	-	189.107
17	180.521	5.440	-	-	-	-	185.961
18	174.748	5.440	-	-	-	-	180.188
19	-	-	-	58.994	255.774	-	325.148

CUADRO N° 2V : TASA INTERNA DE RETORNO Y VALOR NETO ACTUAL

ALTERNATIVA T: COSTO DE COQUE 6.000 \$a./ton.

ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	2382115,00	PERIOD	CASH FLOW
PERIODIC DISC=		0,000 %	0	-104.855,00
ANNUAL DISC=		0,000 %	1	-166.936,00
ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	1257491,16	2	-146.937,00
PERIODIC DISC=		5,000 %	3	10.656,00
ANNUAL DISC=		5,000 %	4	79.566,00
ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	641.296,91	5	183.006,40
PERIODIC DISC=		10,000 %	6	191.928,40
ANNUAL DISC=		10,000 %	7	197.134,40
ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	311.176,32	8	188.043,40
PERIODIC DISC=		15,000 %	9	193.017,40
ANNUAL DISC=		15,000 %	10	188.003,40
ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	118.526,66	11	192.822,40
PERIODIC DISC=		20,000 %	12	192.459,40
ANNUAL DISC=		20,000 %	13	114.713,40
ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	1.081,21	14	189.088,00
PERIODIC DISC=		25,000 %	15	189.107,00
ANNUAL DISC=		25,000 %	16	185.961,00
ACIDO			ACIDO	
NPV=\$	+	-73.070,73	17	180.188,00
PERIODIC DISC=		30,000 %	18	325.148,00
ANNUAL DISC=		30,000 %		
ACIDO			ACIDO	
PERIODIC IRR=		25,059 %		
ANNUAL IRR=		25,059 %		

IV-63

A L T E R N A T I V A II

COSTO COQUE IMPORTADO: 9,000 \$a./ton.

CUADRO N° 22 : ACTIVO DE TRABAJO -

miles \$a.

ALTERNATIVA II	PERÍODO				Total \$a
	4	5	6		
	Capacidad 82.500 T/Año	Capacidad 124.000 T/Año	Capacidad 160.000 T/Año		
-Producción en Proceso	8.276	-	-		8.276
-Stock de Mat. Primas	10.469	-	-		10.469
-Stock de Prod.Terminados	17.734	-	-		17.734
-Repuestos	540,9	-	-		540,
-Créditos a compradores	23.574	11.822	11.703		47.099
-Disponibilidad de Caja y Bancos	4.298,0	2.161	2.136		8.595
Incrementos Activo de trabajo	64.892	13.983	13.839		92.714
Menos:					
Amortización y utilidades	9.625	5.256	8.459		23.340
Inversión Activo de Trabajo	55.267	8.727	5.380		69.374

CUADRO N° 23 : CAPACIDAD 165.000 T/Año - COSTO TOTAL - Alternativa II

ALTERNATIVA II - Precio Coke : 9.000 \$a./ton.

Item	Consumo Específico	Costo Unitario	Costo Unit. Variable	Costo Fijo	Costo Total
		\$a.	\$a./Ton.	\$a.miles	\$a.miles
COSTO PRODUCCION					
1. Materiales Primas					
- Yeso natural	1,72Ton/Tn	157,5	236,5	-	39.022
- Arcilla	0,24 "	261	62,64	-	10.536
- Arena	0,01 "	154	1,54	-	254
- Coke	0,1 "	9000	900	-	148.500
2. Serv. Auxiliares					
- Gas natural	202 m3/ton.	75\$a. t.	105	0,075	17.400
- Agua Industrial	80 m3/ton.	0,52\$a./m3.	40		6.600
- Agua de Proceso	0,14m3/ton.	10\$a./m3.	1,4		231
- Vapor	1,73ton/ton.	100\$a./ton.		17	17
- Energía Eléctr.	190Kwh/ton.	0,4917\$/KWH	93.423		15.415
3. Insumo					
Catalizador				1.500	1.500
4. Mano de Obra				22.909	22.909
5. Mantenimiento				29.000	29.000
6. Seguro				9.640	9.640
7. Amortizaciones				89.323	89.323
TOTAL GASTOS DE PRODUCCION					39.147
COSTO DE ADMINISTRACION				13.372	13.372
COSTO DE COMERCIALIZACION				4.377	4.377
COSTO TOTAL				170.138	407.896

CUADRO N° 24 ALTERNATIVA II - PRECIO CERO S/. 9.000/Ton. - REINTEGRO I.V.A.

	?	3	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
I.V.A. por Ventas			15.066	15.066	24.677	24.677	29.559	29.559	35.962	35.962	35.458	35.458
I.V.A. por Mat. Primas (Sin beneficio pere- cional)			35.660	35.660	35.660	35.660	35.660	35.660	35.660	35.660	35.660	35.660
DIFERENCIA I.V.A. (1)			(20.594)	(20.594)	(10.955)	(10.955)	(6.301)	(6.301)	(1.698)	(1.698)	2.323	2.323
REINTEGRO I.V.A.			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(1) La diferencia negativa de los años 9 al 16, pasa como crédito a los años siguientes.												
I.V.A. Por Materias Primas												
COSTO MAT. PRIMAS			5.349	5.349	8.915	8.915	10.698	12.481	12.481	14.264	14.264	14.264

CUADRO N° 25 IMPUESTO AL CAPITAL
ALTERNATIVA 11: PRECIO COE \$,000 fa./Ton.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
ALTERNATIVA 1 Justo coke 9,000fa/ton															
ACTIVO															
Capital Propio(Acum.)	308,233	782,055	1,155,244	1,217,741	1,137,145	1,053,201	965,879	871,556	785,235	693,656	612,079	525,501	434,925	347,365	261,723
Créditos(Acum.1.j)	-	-	89,325	92,123	99,321	95,323	92,323	85,577	86,577	86,577	86,577	86,577	86,577	86,577	86,577
Nuevos Aportes:															
TOTAL ACTIVO	308,233	782,055	1,155,244	1,217,741	1,137,145	1,053,201	965,879	871,556	785,235	693,656	612,079	525,502	435,925	347,365	261,723
PASIVO															
Creditos (Acredi.)	203,337	510,251	736,516	743,746	743,746	689,571	594,997	520,622	446,267	371,873	297,496	225,123	165,746	115,465	75,355
Nuevos Aportes:Perdida	-	-	-	-	-	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6	74,371,6
TOTAL PASIVO	203,337	510,292	736,516	743,746	743,746	689,571	594,997	520,622	446,267	371,873	297,495	225,123	165,749	115,475	75,355
PATRIMONIO NETO	104,895	271,791	418,728	384,572	376,451	368,322	311,924	335,946	326,735	314,581	207,379	252,176	272,975	321,485	341,462
IMPUESTO AL CAPITAL	-	-	-	-	-	-	-	-	735	707	1,132	1,038	1,251	1,193	1,142

CUADRO N° 26. ALTERNATIVA PRECIO COSTO \$0.000/MTN. - CUADRO DE RENTAS Y USOS

Miles de.

PERÍODO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
a) RENTAS																		
-Saldo anterior	101.533	100.936	105.937	105.261	101.933	101.568	105.333	105.836	101.443	101.443	944.973	1.028.132	1.358.147	1.358.147	1.459.702	1.652.449	1.813.534	
-Cobros	293.577	303.915	226.224	219.129	286.185	450.652	513.045	573.045	557.973	557.973	545.366	545.366	545.684	545.684	534.083	534.083	534.537	
-Abonos Netos del P.V.A./Ventas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.075	15.075	24.677	24.677	25.157	25.157	33.486	
TOTAL RENTAS	306.220	373.551	373.161	349.081	471.205	639.811	801.576	943.931	1.093.190	1.093.190	1.375.513	1.375.513	1.651.132	1.651.132	1.906.016	1.906.016	2.346.899	
b) USOS																		
-Activo Fijo	306.220	373.551	373.161	373.161	7.230	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-I.V.A./A.C. Fijo	-	-	-	-	55.267	5.727	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-Activo de Trabajo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-I.V.A./Mat. Primas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-Abonos de la Deuda	-	-	-	-	52.062	45.157	42.951	37.745	31.539	22.125	74.373	74.373	74.373	74.373	74.373	74.373	14.264	
-Intereses I.V.A.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-Reintegro I.V.A.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-Impuesto a los Cíparates	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-Impuesto a las Concesiones	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-Costo de las Ventas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL USOS	306.220	373.551	373.161	403.576	472.145	530.601	510.015	514.809	519.187	514.551	512.530	512.530	512.530	512.530	512.530	512.530	512.530	512.530
SALDO (a-b)	-	-	-	-	(54.497)	2.063	105.710	281.565	429.122	571.591	318.596	318.596	1.061.717	1.131.561	1.371.554	1.459.702	1.652.449	1.813.534
US\$ Amortizaciones	-	-	-	-	69.323	82.323	89.323	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523	86.523
ALDO AL PERÍODO SIGUIENTE	-	-	-	-	34.829	91.386	228.513	370.386	518.445	635.475	603.475	944.973	1.031.594	1.233.141	1.326.971	1.459.702	1.652.449	1.813.534

CUADRO N° 21 ALTERNATIVA II - PRECIO DEL CONE: 3000 \$2.750.- Cuadro de resultados

	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
INGRESO P/VENTAS	286.585	450.652	573.045	573.045	573.045	573.979	573.979	548.568	548.568	545.536	545.536	539.033	539.033	534.557	534.557
IVA P/VENTAS								15.066	15.066	24.677	29.359	29.359	35.962	35.962	38.486
MENOS:															
COSTO PRODCC. (Indirecte Amort.)	271.268	323.138	390.147	390.147	390.147	387.401	387.401	387.401	387.401	387.401	387.401	387.401	306.264	306.264	306.264
COSTO ADM.	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377	4.377
COSTO FINANC.	52.062	48.157	42.951	42.951	32.539	27.532	22.126	16.920	11.714	6.508	1.391	-	-	-	4.377
COSTO DE COM.	13.372	13.371	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372	13.372
REINTEGRO IVA															
IVA POR VAT.PR.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
IMPUESTO A LOS CAPITALES	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
UTILIDAD ANTES DE IMP. A LAS GANANCIAS	(54.494)	41.608	122.198	127.404	132.610	134.479	139.715	140.926	146.178	149.458	135.472	134.707	132.784	132.817	132.817
IMPUESTO A LAS GANANCIAS	-	-	-	-	-	-	-	6.657	6.916	11.626	12.060	14.794	17.765	17.470	17.430
UTILIDAD NETA	(54.494)	41.608	122.198	127.404	132.610	127.822	132.497	129.309	134.118	134.644	157.767	157.517	157.307	155.965	155.987

CUADRO N° 28

ALTERNATIVA IV - PRECIO DEL COKE 9.000 \$a./Th.

IV-7c

FLUJO DE FONDOS

PERIODO	UTILIDAD NETA	AMORTIZAC.	INVERSIÓN PROPIA	CAPITAL DE TRABAJO	VALOR RESIDUAL	AMORTIZAC. CREDITO	Miles de \$a.	
							FLUJO DE FONDOS	FLUJO NETO
1	-	-	(104.855)	-	-	-	(104.855)	
2	-	-	(166.936)	-	-	-	(166.936)	
3	-	-	(146.937)	-	-	-	(146.937)	
4	(54.494)	82.325	-	(55.267)	-	-	(27.458)	
5	41.608	82.325	-	(8.727)	-	(74.374,6)	40.829,4	
6	122.198	82.325	-	(5.580)	-	(74.374,6)	124.766,4	
7	127.404	82.325	-	-	-	(74.374,6)	135.552,4	
8	152.610	82.325	-	-	-	(74.374,6)	140.558,4	
9	127.822	86.577	-	-	-	(74.374,6)	140.024,4	
10	152.797	86.577	-	-	-	(74.374,6)	144.902,4	
11	129.300	86.577	-	-	-	(74.374,6)	141.500,4	
12	134.118	86.577	-	-	-	(74.374,6)	146.526,4	
13	134.644	86.577	-	-	-	(74.374,6)	146.846,4	
14	157.767	5.440	-	-	-	(74.374,6)	88.852,4	
15	157.517	5.440	-	-	-	-	162.757	
16	157.507	5.440	-	-	-	-	162.747	
17	155.965	5.440	-	-	-	-	161.405	
18	155.987	5.440	-	-	-	-	161.427	
19	-	-	-	69.374	255.774	-	255.774	

CUADRO N° 29

ALTERNATIVA II

TASA INTERNA DE RETORNO Y VALOR NETO ACTUAL

NPV = \$	PERIODIC DISC=	ANNUAL DISC=	PERIOD	CASH FLOW
+1,603,474,00	0.000 %	0.000 %	0	-104,855,00
			1	-166,936,00
			2	-146,937,00
			3	-27,438,00
NPV= \$	+1,777,350,00		4	40,829,40
PERIODIC DISC=	0.000 %		5	124,766,40
ANNUAL DISC=	0.000 %		6	135,352,40
			7	140,558,40
NPV= \$	+ 840,929,26		8	140,024,40
PERIODIC DISC=	5.000 %		9	144,999,40
ANNUAL DISC=	5.000 %		10	141,502,40
			11	146,320,40
NPV= \$	+ 367,764,99		12	146,846,40
PERIODIC DISC=	10.000 %		13	88,832,40
ANNUAL DISC=	10.000 %		14	162,757,00
			15	162,747,00
NPV= \$	+ 114,399,95		16	161,405,00
PERIODIC DISC=	15.000 %		17	161,427,00
ANNUAL DISC=	15.000 %		18	325,148,00
NPV= \$	- 28,054,33			
PERIODIC DISC=	20.000 %			
ANNUAL DISC	20.000 %			
NPV= \$	- 111,314,68			
PERIODIC DISC=	25.000 %			
ANNUAL DISC=	25.000 %			
NPV= \$	- 161,360,46			
PERIODIC DISC=	30.000 %			
ANNUAL DISC	30.000 %			
PERIODIC IRR=	18,774 %			
ANNUAL IRR=	18,774 %			

CONCLUSIONS

Tasa interna de retorno

Alternative 1 25,059

Alternativa 11 = 18,774 %

Valor Actual Neto

Alternativa 1 (i = 10 %) 641,296,91 \$am

(1) = 15.7%; 511, 176, 52, \$3,000

(i) = 20.7%, 118,526.60 \$a.m.

Alternatif 11 (j) $\pi = 10\%$, $567,704,90$ \$m

15.7 11d 300 95 \$a m

Los resultados obtenidos permiten inferir, en primera instancia, la factibilidad económica del proyecto, especialmente en el caso de la Alternativa 1. Por supuesto no se debe desconocer que los criterios asumidos en el cálculo han sido los más favorables al proyecto, así por ejemplo, el monto de inversiones que se ha adoptado es el correspondiente a la propuesta de Iairghi el cual es considerablemente inferior al propuesto por Krupp Koppers.

Como precio de venta de los productos se ha asumido al precio vigente en los mercados correspondientes cuando esos precios deberían ser inferiores para estar en condiciones relativamente favorables de desplazar la competencia.

Además, si se tiene en cuenta las características del mercado de ácido sulfúrico, con una oferta concentrada en un número muy limitado de abastecedores, es posible que el precio actual del producto pudiera modificarse substancialmente en el caso de un incremento importante en el volumen de la oferta.

Sin embargo, los resultados obtenidos son lo suficientemente interesantes como para no desestimar en esta etapa el proyecto, más si se tiene en cuenta que su factibilidad se puede ver favorecida con situaciones tales como la disminución en los costos de transporte de ácido sulfúrico (por ferrocarril, por ejemplo) o la inclusión del proyecto en el régimen de venta las promocionales de las Areas de frontera.

Lo dicho anteriormente, es válido en la medida en que no se implementen otros proyectos de coproducción de grandes volúmenes de ácido sulfúrico con otros productos más ventajosos que el cemento, tal como el Proyecto Pachón o Bajo La Alumbreña.

E A S E I T

OTRAS OPCIONES DE INDUSTRIALIZACION

I - INTRODUCCION

El desarrollo de tecnología para las opciones de industrialización de yeso tuvo un gran auge a fines de la década del sesenta, cuando los altos precios exigidos por el mercado de azufre planteó la necesidad de incursionar en nuevas fuentes para la producción de esa materia prima.

Fueron numerosos los centros de investigación dedicados al tema, especialmente en Estados Unidos, donde el Bureau of Mines cumplió un rol muy importante.

Posteriormente en la medida en que se fué estabilizando el mercado de azufre, ese interés fue declinando y la mayoría de las investigaciones realizadas no llegaron a la etapa de aplicación industrial. Mientras eso sucedía en los países desarrollados, en la India se da el caso inverso: la "Fertilizer (Planning & Development) India Ltd" abre líneas de investigación, tomando como base las experiencias de "Elcor Co." y el Bureau of Mines, incentivada primero en la necesidad de encontrar una vía de explotación de sus recursos de yeso natural y posteriormente buscando la forma de solucionar el grave problema de los voluminosos depósitos de fosfato de sus plantas de fertilizantes.

De acuerdo a la información recabada, este es el único país que está actualmente realizando esfuerzos para el desarrollo de estas tecnologías. Se recibieron, también, referencias sobre investigaciones en la Unión Soviética pero las mismas están dedicadas preferentemente a la clarificación de conceptos básicos en la físico-química de los procesos y a patentes que introducen solo algunas modificaciones de forma en etapas de los procesos desarrollados.

II - Opciones de Industrialización

Las posibilidades de aprovechamiento del yeso natural como materia prima industrial se pueden clasificar de la siguiente manera:

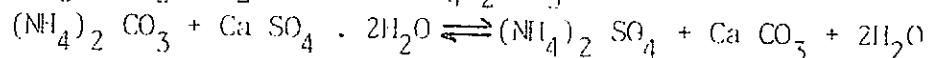
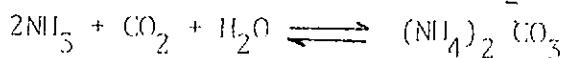
1. Método de descomposición

La descomposición del sulfato de calcio tiene lugar a altas temperaturas (arriba de 1.400° C) con obtención de SO₂.

El proceso industrial que utiliza este método es el correspondiente a la manufactura de ácido sulfúrico-cemento, analizado en la fase I del presente trabajo.

2. Método de sustitución

Se basa en la reacción acuosa de yeso con amoníaco, anhidrido carbónico y un pequeño agregado de ácido sulfúrico:



Este proceso ha sido desarrollado a nivel industrial y permite la obtención de sulfato de amonio fertilizante.

3. Método de Reducción

3.1 Tratamiento termoquímico

Consiste en la reducción del sulfato de calcio en un horno con atmósfera reductora para la producción de azufre elemental.

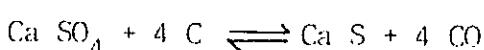
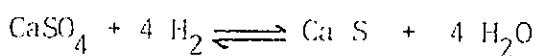
A este tipo pertenecen los siguientes procesos:

3.1.1 Proceso Elcor

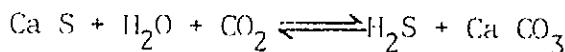
El proceso comprende tres etapas:

a) Reducción:

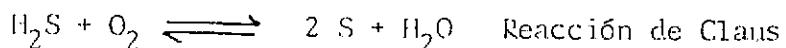
El sulfato de calcio se reduce en un horno de cuba a sulfuro de calcio:



b) Hidrólisis:



c) Recuperación de S:



Este proceso está desarrollado a nivel industrial.

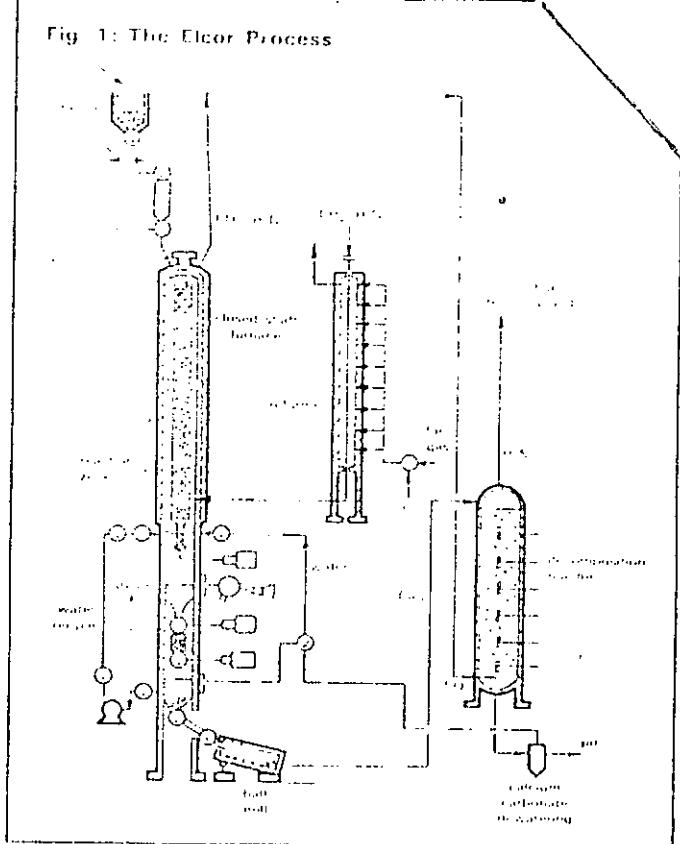
3.1.2 Proceso Dorr Oliver

Similar al anterior pero utiliza dos reactores de lecho fluido.

La State University ICWA (ISW) y la Kent Feeds Ing. han desarrollado un proceso similar con versatilidad para producir azufre o ácido sulfúrico.

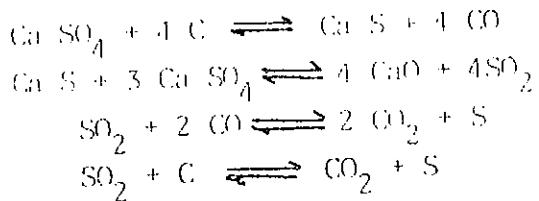
Estos procesos no han tenido aplicación industrial.

Fig. 1: The Elcor Process



3.1.3 Proceso "Fertilizer India Ltd"

Este proceso permite la obtención de azufre elemental directamente. Utiliza un horno de cuba en donde el sulfato se reduce primeramente a dióxido de azufre para reducirse a continuación a azufre elemental.



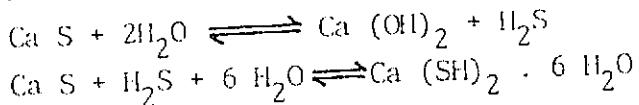
Este proceso está en desarrollo pero aún no tiene aplicación industrial.

3.1.4 Proceso para la producción de azufre y soda solvay

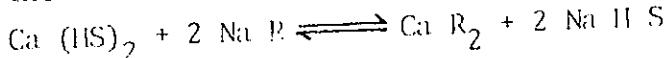
Presenta una variante en la forma de eliminar el Ca. Para ello utiliza resinas de intercambio en donde la fijación del Ca se realiza como cloruro.

a) Reducción

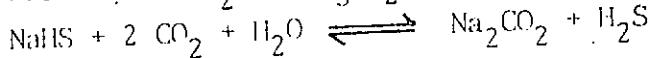
b) Hidrólisis



c) Intercambio con resina



d) Producción SH_2 y CO_3Na_2



e) Regeneración resina



El azufre se recupera del SH_2 mediante el proceso Claus.

3.2 Tratamiento biológico

Este proceso utiliza la acción de bacterias para la reducción del sulfato de calcio para la producción de azufre elemental. Tampoco alcanzó un desarrollo a nivel industrial.

III - PROCESOS DESARROLLADOS A NIVEL INDUSTRIAL.

Los únicos procesos desarrollados a nivel industrial son:

- Producción de ácido sulfúrico-cemento
- Producción de sulfato de amonio
- Producción de azufre por el proceso ELCOR

El tratamiento de estas opciones se ha centrado fundamentalmente en la tercera alternativa ya que para las dos primeras no existen restricciones de índole tecnológica, estando desarrollados a nivel industrial con antecedentes de instalación de plantas en el mundo.

El primer caso ha sido analizado extensamente en la Fase I del presente estudio.

El segundo caso, no presenta mayor interés para la provincia donde las plantas de fertilizantes nitrogenados a partir de gas natural conllevan importantes ventajas de índole económica.

PROCESO ELCOR

Principios básicos del proceso

Las primeras investigaciones sobre los fundamentos químicos de este proceso comenzaron en Alemania y posteriormente fueron continuados por el Bureau of Mines de Estados Unidos.

El proceso se desarrolla en dos etapas. En la primera se produce sulfuro de calcio, el que se hidroliza a sulfuro de hidrógeno.

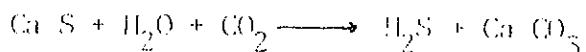
En la segunda etapa se recupera el azufre por la reacción convencional de Claus.

Un diagrama esquemático del proceso Elcor se presenta en la Fig. 1. La principal unidad de los equipos es la cámara de reacción, inicialmente diseñada como horno rotativo, y posteriormente reemplazada por un horno de cuba, donde el yeso se alimenta por la parte superior y los gases reductores, una mezcla de óxidos carbónicos e hidrógeno producidos por reforming de metano, se introducen por el fondo.

En la zona de reacción del horno el sulfato de calcio reacciona con el gas reformado formando sulfuro de calcio.

Como las reacciones de esta etapa son exotérmicas, la temperatura

del gas, inicialmente 1800°F (1000°C) se eleva a 1900°F (1040°C). A medida que el gas va subiendo por el horno su temperatura va disminuyendo y abandona el reactor aproximadamente a 450°F (230°C). El sulfuro de calcio que abandona el fondo del reactor se enfriá previamente antes de alimentar un molino a bolas. Luego de la molienda, el sulfuro de calcio se hidroliza en un reactor por contacto con agua y un flujo en contracorriente de dióxido de carbono reciclado en el horno.



El sulfuro de hidrógeno formado pasa desde el reactor de descomposición a la unidad de recuperación de azufre, mientras que el carbonato de calcio se elimina desde la base.

En el Anexo I se adjunta la patente de este proceso.

Plantas instaladas

La única planta instalada con fines comerciales fue la que la misma empresa Elcor instaló en Texas con una capacidad de 350.000 ton/a de producción de azufre.

Esta planta debió cerrar al poco tiempo de la puesta en marcha por razones fundamentalmente de índole económica ya que, al utilizar la reacción de Claus para la recuperación de azufre, los costos energéticos elevaban considerablemente los costos del producto.

Empresas proveedoras de tecnología

No habiendo existido hasta el momento una exitosa aplicación a nivel industrial de estas plantas, las mismas no han ingresado todavía al suministro convencional de tecnologías.

El acceso a esta tecnología, entonces, debería efectuarse por contacto directo con la empresa que la ha desarrollado para lo cual sería necesario trasladarse hasta su país de origen ya que no cuentan en el país con representantes comerciales y los esfuerzos por contactarla vía telex y epistolar han sido infructuosos.

Monto de las inversiones

La única referencia que se tiene acerca del monto de las inversiones de estas plantas indica que las mismas podrían estar en el orden de los 20 millones de dólares.

Procesos en etapa de desarrollo

1. Proceso Dorr Oliver

Este proceso se basa en los mismos fundamentos que el proceso Elcor sólo que, mientras éste utiliza un horno de cuba (inicialmente probó en horno rotativo), el proceso Dorr Oliver efectúa la reducción del material mediante la combustión en un horno de lecho fluidificado. El problema principal que se debió resolver en este proceso fue el arrastre de polvo desde el lecho de combustión debido a la alta velocidad del aire utilizado para esa combustión. Por ello se reemplazó esa corriente de aire por una corriente de oxígeno.

Este proceso no llegó a tener aplicación industrial, fundamentalmente por razones de índole económica.

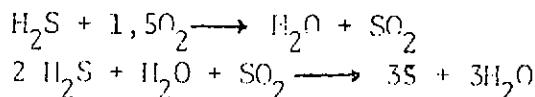
2. Producción de azufre y soda solvay

En este proceso, primero el yeso se convierte a sulfuro de calcio en un horno de reducción.

A continuación el sulfuro de calcio se disuelve en agua, en presencia de SH₂ reciclado, para producir una solución 3N.

La solución se pone en contacto con una resina de intercambio catiónico fuertemente ácida la que se convierte a la forma cárlica.

El efluente de esa operación es una solución 3N de SH Na prácticamente libre de calcio, la que se carbonata con los gases de combustión procedente del horno de reducción, precipitando Na H CO₃ desprendiendo SH₂. El Na H CO₃ se calcina para producir Na₂CO₃ y el SH₂ se recupera y se convierte en azufre mediante el proceso Claus consistente en la combustión del SH₂ con una cantidad controlada de aire para producir SO₂ el que a su vez reacciona con el SH₂ presente para formar azufre elemental.



La segunda reacción se lleva a cabo sobre un catalizador de alúmina, siendo recuperado el azufre por condensación y purificación.

En la última etapa del proceso la resina se regenera con una solución de cloruro de calcio que puede ser evaporada para recuperar el cloruro cálcico.

Este proceso fue desarrollado por el Bureau of Mines. De acuerdo a la información suministrada el mismo no ha tenido aplicación industrial y las investigaciones al respecto estarían en suspenso.

3. Obtención de azufre por tratamiento biológico

Esta alternativa es un proceso desarrollado por J.L. Laseter & Asociates, Houston que permite la obtención de azufre por acción bacteriológica.

El yeso, previamente molido, se envía al tanque de reacción con un sustrato de hidrocarburos, por ejemplo una fracción de petróleo, y con el agregado de nutrientes nitrogenados y fosforados. La bacteria es anacróbica así que es importante eliminar el aire del sistema. Como el hidrógeno favorece la fermentación conviene el agregado del mismo previo tratamiento de purificación.

El CO₂ tiende a inhibir el trabajo de las bacterias por lo que se elimina mediante control del pH el cual debe permanecer entre 7,6 y 8,0.

La temperatura se mantiene entre 77 - 95°F.

La corriente de descarga, constituida por parte de líquido, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno formado, pasan a una torre de separación donde los gases se extraen por la parte superior y el resto se descarga por la base. Los gases pasan por un sistema de remoción de CO₂ quedando el gas que se transforma a continuación en azufre elemental.

PROCESO "FERTILIZER INDIA LTD."

Desde principios de 1970 la "Fertilizer (Planning and Development) India Ltd.", ha estado investigando la posibilidad de recuperar azufre a partir de yeso, particularmente fosfoyeso.

Se comenzó considerando la misma vía que el proceso Elcor, la reducción del yeso a sulfuro de calcio y su posterior transformación en sulfuro de hidrógeno, utilizando un horno rotativo.

Sin embargo debido a los costos del azufre obtenido por esta vía, se intentó probar la producción de azufre elemental directamente a partir del sulfato de calcio.

El proceso desarrollado utiliza un horno de cuba.

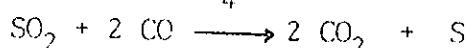
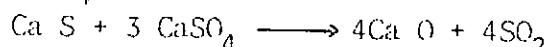
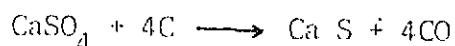
Los estudios de planta piloto se efectuaron en Sindri y los de mayor escala se llevan a cabo en el Laboratorio Regional de Investigaciones de Jorhat, donde se instalaron dos hornos de cuba de diferente tamaño.

La figura 2. presenta un diagrama de flujo de los equipos instalados en Jorhat.

La alimentación al horno consiste en una mezcla de fosfoyeso, coque pulverizado y aditivos de determinada granulación, la que se introduce por la parte superior del horno.

El aire se incorpora por el fondo manteniéndose la temperatura, en la zona más caliente, a 1.100° C - 1.200° C.

Bajo las condiciones el sulfato de calcio se reduce primeramente a dióxido de azufre y luego a azufre elemental.



De acuerdo a los análisis del gas de salida un 90% del azufre producido se presenta como azufre elemental y un 10% como dióxido de azufre.

El grado de desulfuración del yeso depende del horno usado. La eficiencia de desulfuración en hornos chicos (1,8 m de alto, 30 cm de diámetro de base y 47 cm de diámetro superior) está en un 60-66%.

Para hornos mayores (4,75 m alto - 1,6 m diámetro base y 1 m diámetro superior) la eficiencia de desulfuración está entre 75 - 80%.

Los resultados obtenidos en el horno mayor se presentan a continuación:

Reducción de yeso a azufre elemental

Alimentación

Análisis (%)	Silica	-----	6,08
	CaO	-----	4,00
	SO ₃	-----	35,80
	Carbón	-----	15,20

Caudal de alimentación (kg/hr) ----- 500

Material sólido descargado

Silica	-----	16,16
CaO	-----	52,58
SO ₃	-----	16,17
Sulfuro	-----	0,76
Carbón	-----	0,77

Caudal de descarga (Kg/hr) ----- 200

Eficiencia de reducción (%) ----- 78,8

Caudal de alimentación aire ----- 394

Análisis de los gases salida:	SO ₂ (%)	-----	0,15
	CO ₂ (%)	-----	18,40
	O ₂ (%)	-----	5,60
	CO (%)	-----	-

Azufre (g/m³) ----- 23.00

Los sólidos descargados podrían dedicarse a la producción de cemento.

Los consumos de materias primas e insumos auxiliares por tonelada de azufre recuperado a partir de fosfoyeso serían:

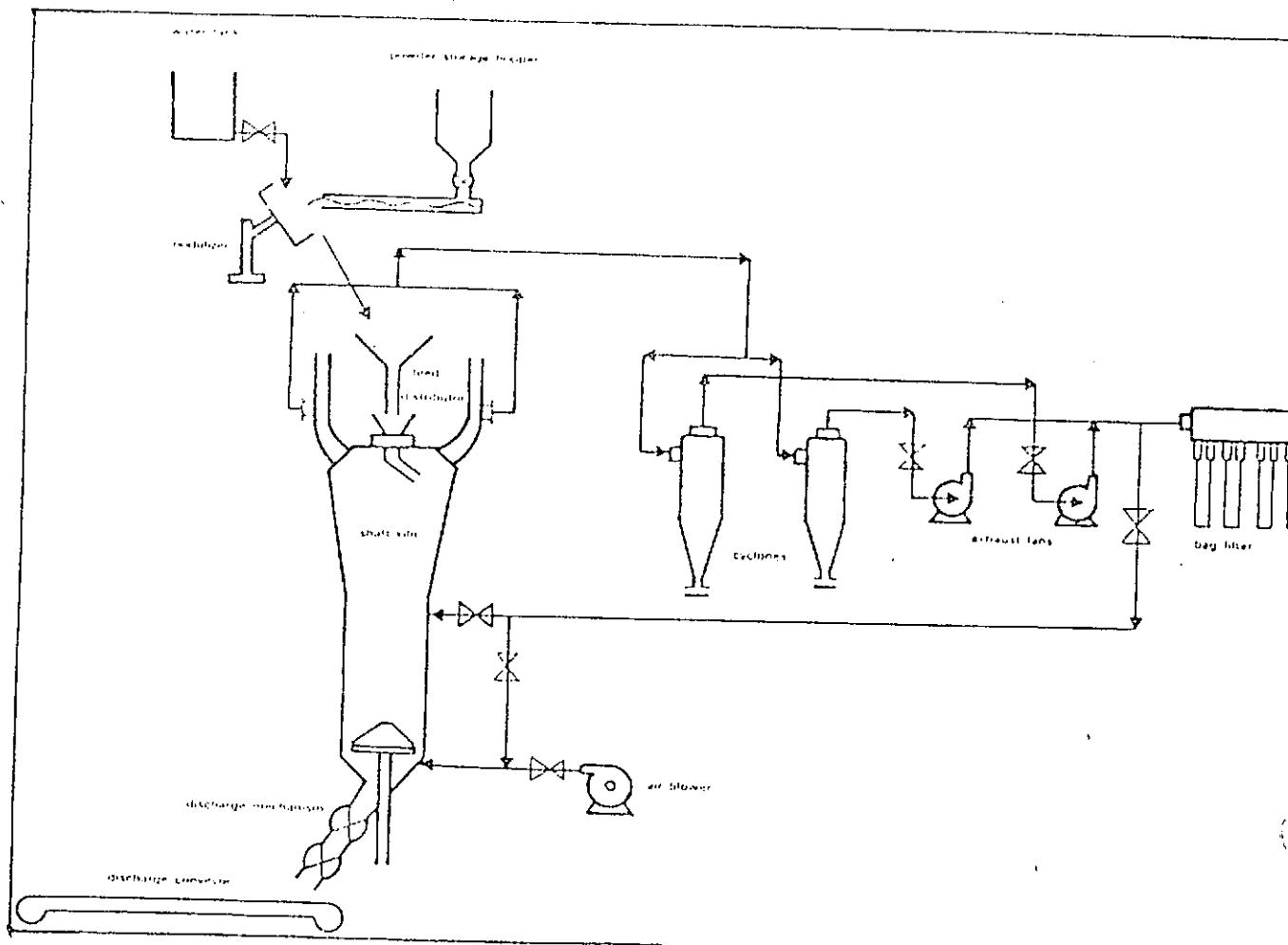
Materias primas (ton):	Fosfoyeso	-----	6,75
	Coque	-----	1,55
	arena	-----	0,345

yeso natural ----- 0,2

Insumos: Energía ----- 0,412

Agua de proceso (m³) :----- 1,6

FIGURA 2.: Proceso "Fertilizer India Ltd."



Conclusiones y Recomendaciones

La información recabada en esta fase del estudio, si bien frondosa, no ha permitido detectar grandes avances en las investigaciones realizadas a nivel mundial sobre opciones de industrialización de yeso no convencionales.

Evidentemente, y tal como se expusiera en la Introducción, falta el incentivo fundamental que promueve este tipo de investigaciones, esto es, las dificultades en el abastecimiento de azufre.

En realidad podría decirse que ese *impasse* en las tareas surge principalmente de un problema económico.

En efecto, las nuevas rutas de industrialización de yeso presentan como característica general una etapa común en el proceso, que es el pasaje de ácido sulfídrico a azufre mediante el proceso Claus, el cual exige un consumo de energía que influye decisivamente en la competitividad del precio del azufre obtenido.

En la medida en que el mercado de azufre exija un precio muy elevado para el producto, esos nuevos procesos se hacen interesantes; lo contrario sucede en el caso inverso.

En el caso específico de la provincia del Neuquén, siendo los parámetros totalmente distintos, es posible que la factibilidad económica de estos proyectos esté exenta de ese tipo de restricciones. No hay producción de azufre en el país, los precios de importación son muy elevados, el transporte y almacenaje de ácido sulfúrico son difíciles e implican importantes costos y la disponibilidad de energía en la zona son factores que pueden actuar muy favorablemente.

Lo cierto, de todos modos, es que hay una restricción de tipo tecnológico que se debe salvar antes de entrar en la formulación propiamente dicha de los proyectos.

Salvo en el caso del proceso Elcor, que aunque sin éxito, tuvo aplicación industrial, el resto de los procesos no han pasado de la etapa de investigación.

Como primer paso, entonces, se podría plantear la posibilidad de

constituir en la Provincia un equipo técnico dedicado específicamente a tareas de investigación, dotándolo de los recursos necesarios para efectuar las pruebas tanto a escala de laboratorio como de planta piloto.

En este sentido, puede resultar importante apoyo el aunar esfuerzos con centros científicos, tales como los que dependen de las universidades o del Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET), en especial el recientemente creado, por convenio entre este CONICET y Provincia, Centro de Investigaciones Interdisciplinarias del Neuquén.

Muy interesante resultaría el contacto directo con Fertilizer India Ltd., que está trabajando en el tema y pertenece a un país en vías de desarrollo, por lo que sus experiencias pueden ser de gran significación para establecer la estrategia de la Provincia en el tema.

Desgraciadamente, dadas las limitaciones económicas del presente estudio, sólo se pudo intentar contacto epistolar y vía telex con la sede en Sindri y con los laboratorios de Jorhat de Fertilizer India Ltd., resultando empero infructuosos estos esfuerzos.

La Embajada de la India en Buenos Aires tampoco favorecio esta situación por no contar con personal especializado o dedicado a este tipo de tareas.

BIBLIOGRAFIA

1. CONSEJO DE PLANIFICACIÓN Y ACCIÓN PARA EL DESARROLLO. Anrovechamiento industrial de los yacimientos de yeso y sal de roca del Neuquén en la obtención de azufre y carbonato de sodio,
2. COPADE - CFI. Proyecto planta de obtención de azufre a partir de yeso. Sudamconsult y asociados, Neuquén, 1972.
3. C.G.E. - COPADE. Proyecto 311.7 Planta de Ácido Sulfúrico(a partir de yeso). Proyectos industriales preseleccionados, Neuquén, 1966.
4. Ambrose P.M., Sulfur and Pyrites, Mineral Facts and Problems, U.S. Dept. of Interior, Bureau of Mines, 1965.
5. Farkas M.D., Dukes R.R. "Multiples Routes to Sulfuric Acid". Chem. Eng. Progress (Vol. 64 Nº 11) pp. 54, Nov. 1968.
6. Heide M., "Choix des matières premières pour la fabrication d'acide sulfurique", Chimie Industrie - Génie Chimique, Vol. 97, Nº 5, pp. 723, Mars 1967.
7. Rosenzvig M.G. "Sulfur Shortage spawns new technology", Chemical pp. 94, May 1968.
8. Ramirez R., "Gypsum Finds New Role in Easing sulfur shortage", Chemical Eng. pp. 112, Nov. 1968.
9. Wheelock T.D., Boylan D.R. "Sulfuric acid from calcium sulfate", Chemical Eng. Progress (Vol. 64, Nº 11), pp. 87, Nov. 1968.
10. Bedwell W.L., The production of sulphuric acid from calcium sulphate, The Royal Institute of Chemistry, (Lectures, Monographs and Reports, 1952, Nº 3)
11. Mandelik B.G., Pierson C.U. "New source for sulfur", Chemical Eng., Progress (Vol. 64, Nº 11), pp. 75, Nov. 1968.
12. Farengo del Corro A., Erns F.M., Ceretto R., "Estudio Termodinámico de la reducción de SO_4^2- ", Santa Fé, Revista de la Facultad de Ingeniería Química, Vol. 37, pp. 231, 1968.
13. D'Arcy R.G., Riley J.M. Croker L., Preliminary Process Development Studies for Desulfating Great Salt Lake Brines and Sea Water, U.S. Dept. of interior, Bureau of Mines, Report of Investigation, Nº 6928, 1967.

14. D'Arcy R.G., Crocker L., Rosenbaum J.G. Current Research of Production of Sulfur from Gypsum at the Salt Lake City Metallurgy Research Center of the U.S. Bureau of Mines, March 1968.
15. Connor J.M. "Economics of Sulfuric Acid Manufacture", Chem. Eng. Progress (Vol. 64, Nº 1) pp. 59, Nov. 1968.
16. Bowers Q.D., Keeshan F.R. Ammonium Sulfate From Gypsum, Cortesía de Dorr Oliver Inc.
17. Roberts E.J. Heath T.D., Sulfuric Acid Regeneration Processes for Phosphoric Acid Plants, Cortesía de Dorr Oliver Inc.
18. Anónimo, "World Sulphur - in all forms Production 1969", Sulphur Nº 89, July/August, 1970, pp. 18.
19. Anónimo, - Conversion of gypsum to ammonium sulphate in plants by power - gas.-
20. Anónimo, "Production of sulfuric acid or sulphur from calcium sulphate". Sulphur Nº 80, January-February, 1969.
21. Anónimo, "Elcor Chemical Corp's Rock House Project", Sulphur Nº 79 November-December, 1968.
22. Anónimo, "New Development in Claus Process Operation by Shell", Sulphur Nº 81, March April, 1969.
23. Edwards R.H. : "Modern production methods for sulphuric and phosphoric acid. Part 1: sulphuric acid", British Chemical Engineering, vol 1 Nº 6, June 1969.
24. Martin D.A. Brantley F.E. Yergensen, D.M.: Decomposition of gypsum in a fluidized bed reactor, report of investigations 6286, USBM, 1962.
25. Shibler B.R. Martin D.A., Design and construction of a laboratory-scale fluidized - bed reactor, report of investigations 6209, USBM 1963

- Process for Recovering Sulfur from Secondary Source Materials, Schibler, B.K. y M.W. Horey - Bureau of Mines 1962.
- "Gypsum Building from the depths"- Ted Dikson - Industrial Minerals- Julio 1978.
- "Processes for making portland cement from gypsum - a review of the patens"- Minerals Processing - March 1969.
- V.M. BORISOV, N.B. VIDENOV, N.I. SOLODYANKINA y otros: "Descomposición termoquímica del fosfoaljez fosforítico en gas sulfuroso y cal en capa pseudo-fluidificada".
- Iv. GAVTILOV: "Investigación sobre la obtención de cal y ácido sulfúrico de fosfocalceo reducido en ZMIT-DEBNIYA".
- A.K. SADILENKO, T.J. FLEIMENOVÁ y V.S. EPTFANOV: "Método para la obtención de anhídrido sulfuroso".
- A.I. ANTONIKOV, Yu A. KORESCIO, otros: "Método de obtención de sulfato de amonio".
- L.O. KOSTYLKOV, V.V. ZHIZHIN y otros: "Método para obtención de gas sulfuroso y óxido de calcio".
- A.A. BITNER y O.B. PROSOVETSKAYA: "Método para tratamiento de sulfato de calcio".
- "Proceso para la transformación del yeso fosfatado".
- G.I. AMURSKII, A.G. BABREK y otros: "Acerca del tratamiento complejo de anhidritas con contenido de azufre de la región GARDAK-KARLUKSKI utilizando gases con contenido de sulfuro de hidrógeno".
- A.M. ANDRIANOV, N.F. RUSTIN y otros: "Obtención a partir de aljez sulfatado de sulfato de amonio, óxido de calcio y concentrado de tierras raras".
- N. VIDENOV: "Elaboración de la anhidrita en capa hirviente hasta cal y óxido de azufre".
- D.G. RAO: "Sindri Rationalization Scheme".
- "Elemental sulphur production - Recovery from low grade pyrites and phosphogypsum".
- D.G. RAO: " Techno-Economic Evaluation of alternate uses of Byproduct gypsum".

FUENTES CONSULTADAS

- PRODECO (CONICET)
- Bases de datos:

 CHEMICAL ABSTRACT - 1970/83

 COMPENDIX 1970/83

- Embajada Estados Unidos
- Bureau of Mines
- SEMAC
- Embajada de la India
- Embajada de USSR

A N E X O

PATENTE DEL PROCESO ELCOR.-

MEMORIA DESCRIPTIVA DE PATENTE N° 1.241.575.

Solicitud número: 40040/68, presentada el 21 de agosto de 1968.

Clasificación internacional: C 01 b 17/44 17/16

PROCESO PARA LA CONVERSION DE YESO
EN SULFURO DE CALCIO Y APARATO PARA
EL MISMO

Oficina de Patentes de Londres

PARA EL MISMO

La "Elcor Chemical Corporation", una sociedad anónima del Estado de Delaware, Estados Unidos de América, con sede comercial en V & J Tower 1300, Midland, Texas, Estados Unidos de América, declara que la invención, para la cual solicita el otorgamiento de una patente, y el método mediante el cual se la realiza, se hallan particularmente descriptos en y a través de la siguiente declaración:

La presente invención se refiere a un proceso y a un aparato para la producción de sulfuro de calcio.-

La conversión industrial de sulfato de calcio, por ejemplo yeso, en sulfuro de calcio generalmente se efectúa haciendo pasar gases reductores a elevadas temperaturas, por ejemplo 1600°F, a través del sulfato de calcio y enfriando el sulfuro de calcio producido a una temperatura inferior a aproximadamente 700°F en una atmósfera no oxidante. El enfriamiento del sulfuro de calcio caliente se ha realizado mediante temple vertiendo el sulfuro de calcio en un tanque de agua pero ésto provoca la formación de grandes volúmenes de vapor, con frecuencia mediante formación de corrientes de vapor y el posterior arrastre de cantidades sustanciales de sulfuro de calcio en forma de partículas finas, similares al polvo. Esto es sumamente indeseable dado que, aparte de la pérdida del producto involucrado, también provoca la formación de incrustaciones sobre la superficie del aparato y ésto requiere frecuentes interrupciones de la planta para operaciones de limpieza.-

Anteriormente se había sugerido que la formación de vapor durante el temple podía ser reducida utilizando un gran caudal de agua para templar el material. Una de las razones de por qué dicho proceso es insatisfactorio es que provoca la disolución del material templado con grandes volúmenes de agua. En los procesos de este tipo, la formación de vapor se reduce solamente mediante el uso de grandes volúmenes de agua a presión atmosférica.-

El proceso acorde con la invención para la producción de sulfuro de calcio, comprende la reducción de sulfato de calcio granular en sulfuro de calcio granular haciendo pasar gases reductores calentados a través del sulfato de calcio granular y templando el sulfuro de calcio suministrándolo, a través de una atmósfera que no oxida al sulfuro de calcio, a una cantidad de agua que, a la presión atmosférica provocaría una sustancial formación de

férica mantenida en el recipiente, dicha cámara se encuentra preferentemente por debajo del recipiente y también dentro de un alojamiento vertical para la cámara de reacción y el recipiente.-

En el proceso, los gases reductores son preferentemente suministrados al sulfato de calcio granular a una temperatura comprendida en el rango de 1500-1800°F, y el sulfuro de calcio formado, que posee una temperatura comprendida en dicho rango, es enfriado a una temperatura inferior a 700°F por contacto con el agua. Preferentemente, la reducción del sulfato de calcio con los gases reductores se lleva a cabo a una presión comprendida en el rango de 10 a 100 psig (libras por pulgada cuadrada, efectiva) y el agua a la cual es suministrado el sulfuro de calcio es mantenida a una presión comprendida en el rango de 10 a 100 psig. De esta manera, convenientemente, la cámara de reacción y el envase para el agua pueden ser mantenidos a una única presión si bien, evidentemente, existirán variaciones de presión dentro de la cámara de reacción según, entre otros factores, la forma y la condición física del contenido.-

La invención se describe aún más con relación a los dibujos adjuntos, en los cuales,

La FIGURA 1 es un diagrama esquemático que representa los pasos del proceso y el aparato utilizado en el proceso para la obtención de azufre a partir de yeso, en el cual se utiliza el procedimiento de la presente invención; y

La FIGURA 2 muestra el aparato acorde con la invención para la producción de sulfuro de calcio.-

En relación a la figura 1, se provee sulfato de calcio en forma de yeso, preferentemente en partículas de igual granulometría (aproximadamente 1/4 a 1 pulgada), a una tolva (10). Estas partículas deben ser preferentemente calentadas para eliminar parte del agua de cristalización antes de ser almacenadas en la tolva (10).-

Desde la tolva (10), las partículas son transportadas a un recipiente de alimentación (11) que es utilizado para alimentar con sulfato de calcio, mediante una entrada, la cámara de reacción provista por un horno de cuba cerrado (12) a través del conducto (13). El horno de cuba (12) funciona bajo una presión de 10 a 100 libras, y se proveen válvulas (14 y 15) para permitir el llenado del horno de cuba (12) sin que se produzca una sustancial caída

vapor, y manteniendo el agua bajo una presión superatmosférica de manera tal de evitar sustancialmente la formación de vapor. En el procedimiento acorde con la invención se evitan las desventajas provocadas por la formación de grandes volúmenes de vapor y además, en razón del uso de presión superatmosférica, el empleo grandes volúmenes de agua para el temple es innecesario.-

Una vez templado el sulfuro de calcio, se reduce preferentemente la presión, por ejemplo a la atmosférica, con la formación de vapor. La formación de vapor en este paso, cuando el material granular se encuentra en contacto con el agua, es ventajosa dado que provoca un mayor enfriamiento de la mezcla de agua y el sulfuro de calcio, pero éste puede ser fácilmente controlado de manera tal que no existe una sustancial dispersión o un arrastre del sulfuro de calcio.-

El aparato acorde con la presente invención para la producción de sulfuro de calcio comprende una cámara de reacción para la reducción del sulfato de calcio en sulfuro de calcio, que posee medios a través de los cuales el sulfato de calcio granular puede ser cargado en la cámara de reacción, medios a través de los cuales el gas residual puede escapar de la cámara y, además de los medios mencionados, una entrada a través de la cual los gases reductores pueden ser llevados a la cámara y una salida a través de la cual el sulfuro de calcio granular puede ser extraído de la cámara, un recipiente para el agua que posee una entrada ubicada de manera tal de recibir el sulfuro de calcio desde la cámara de reacción, medios para mantener una presión superatmosférica en el recipiente y medios para controlar la temperatura del agua en el recipiente. Preferentemente, el recipiente para el agua posee una salida construida de manera tal de permitir la extracción del agua y del material granular del recipiente hacia una cámara purgada hacia la atmósfera sin provocar una sustancial caída en la presión superatmosférica mantenida en el recipiente.-

La cámara de reacción posee preferentemente la forma de un horno de cuba corrado, que posee una entrada para los gases reductores y una salida para el sulfuro de calcio granular en el extremo inferior del horno y una entrada para el sulfato de calcio y una salida para el gas residual en el extremo superior del horno. Convenientemente, el recipiente para el agua se encuentra por debajo de la cámara de reacción y tanto la cámara de reacción como el recipiente se encuentran dentro de un alojamiento vertical. Cuando existe una cámara purgada hacia la atmósfera de la cual pueden extraerse el agua y el material granular provenientes del recipiente sin provocar una sustancial caída en la presión superatmosférica.

dio para despresurizar el sulfuro de calcio templado puede ser reemplazado por cualquier medio adecuado que permita la extracción de porciones del sulfuro templado sin provocar una indecible caída de presión en el sistema.-

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la producción de sulfuro de calcio, que comprende la reducción del sulfato de calcio granular en sulfuro de calcio granular, haciendo pasar gases reductores calentados a través del sulfato de calcio granular y templando el sulfuro de calcio enviándolo, a través de una atmósfera que es no-oxidante al sulfuro de calcio, a una cantidad de agua que, a la presión atmosférica provocaría una sustancial formación de vapor, y manteniendo el agua bajo una presión superatmosférica de manera tal de evitar sustancialmente la formación de vapor.-
2. Un proceso acorde con la reivindicación 1, en el cual los gases reductores son suministrados al sulfato de calcio a una temperatura comprendida entre 1500 y 1800 F, y el sulfuro de calcio formado, que posee una temperatura comprendida en dicho rango, es enfriado a una temperatura por debajo de 700°F mediante contacto con el agua.-
3. Un proceso acorde con la reivindicación 1 ó 2, en el cual la reducción del sulfato de calcio con los gases reductores se lleva a cabo a una presión comprendida entre 10 y 100 psig y el agua a la cual es enviado el sulfuro de calcio es mantenida bajo una presión comprendida entre 10 y 100 psig.-
4. Un proceso acorde con la reivindicación 1, sustancialmente en la forma descripta en la presente y con referencia a los dibujos adjuntos.-
5. Un aparato para la producción de sulfuro de calcio, que comprende una cámara de reacción para la reducción del sulfato de calcio en sulfuro de calcio, que posee medios a través de los cuales el sulfato de calcio granular puede ser cargado en la cámara, medios a través de los cuales el gas residual puede escapar de la cámara y, además de los medios antes mencionados, una entrada a través de la cual los gases reductores pueden ser enviados a la cámara y una salida a través de la cual el sulfuro de calcio granular puede ser extraído de la cámara, un recipiente para el agua que posee una entrada ubicada de manera tal de recibir el sulfuro de calcio proveniente de la cámara, medios para mantener

porta agua que es reciclada desde la cámara (21), como así también agua de riego.-

El nivel de agua en el recipiente (20) es controlado. Debe mantenerse una corriente de agua suficientemente enfriada para que la temperatura del agua de tempe no supere su punto de ebullición. Evidentemente, también es importante que el nivel del agua sea controlado a fin de evitar que el agua entre en contacto con el lecho del reactor caliente. Otro factor en el control del nivel de agua es la frecuencia de llenado del recipiente (22) y de vaciado del mismo. De esta manera, se proveen los controles (29a, 29b, 29c, 29d, 29e y 29f) para establecer el ciclo temporal deseado para descargar sulfuro de calcio y suministrar el nivel de agua, también deseado, al envase (20) y a la cámara (21).-

La FIGURA 2 muestra parte del aparato indicado en la figura 1, en mayor detalle. En la figura 2 se representa la parte inferior del horno de cuba (12), incluyendo el revestimiento refractario (30), la camisa de la cuba (21) que forma un alojamiento para la cámara de reacción y para el recipiente (20) y la cámara (21) y un material aislante (32) sobre la superficie exterior de la camisa de la cuba (31). Las partículas son mantenidas en el interior (33) del horno (12). El gas convertido caliente entra a la parte inferior de la columna de partículas a través de la boquilla de admisión (34). Mientras está en funcionamiento, la temperatura del material en el área de reacción adyacente a la boquilla (34) es de aproximadamente 1800°F.-

La válvula (19) es una válvula de descarga de ciclo continuo y automática que descarga lotes conocidos de sulfuro de calcio desde la parte inferior de la zona de reacción (33). Inmediatamente por debajo de la válvula (19) se encuentra un recipiente (20) que contiene un baño de agua (35) y un espacio (36) ocupado por un gas inerte al sulfuro de calcio. La porción inferior del baño de agua (35) es soportada por un miembro en forma de embudo (37) que conduce a una abertura (38) y a la válvula de cuchilla (22b). Directamente por debajo de la válvula (22b) se encuentra un recipiente (22) que posee en su extremo inferior una segunda válvula de cuchilla (22a). En el horno y por debajo del envase (22) se encuentra una cámara (21) que posee una tolva (41) que contiene una mezcla de agua y partículas de sulfuro de calcio templado.-

Evidentemente, ha de entenderse que pueden realizarse diversas modificaciones del aparato y del proceso descriptos con referencia a los dibujos. Por ejemplo, el recipiente (22) utilizado como me-

La temperatura del agua en el envase (20) es controlada de manera tal que siempre se encuentre por debajo del punto de ebullición del agua a la presión predominante. Generalmente, se utilizarán temperaturas comprendidas entre 220 y 250°F cuando la presión en el recipiente se encuentre entre 60 y 70 psig.-

Luego del paso de temple, el agua caliente y las partículas templadas son descargadas, por lotes, desde el recipiente (20) hacia una cámara inferior que contiene agua (21) a través del recipiente de alimentación (22). Se cierra la válvula (22a) y se abre la válvula (22b) para permitir la descarga de un lote de sulfuro de calcio con agua de temple en el recipiente (22). Luego se cierra la válvula (22b), abriéndose posteriormente la válvula (22a) para permitir que el agua caliente y al sulfuro de calcio sean descargados en la cámara (21). Parte del agua caliente se convertirá rápidamente en vapor, enfriando así el agua restante y el vapor será eliminado a la atmósfera a través del orificio (23). Dado que las partículas han sido humedecidas en el recipiente (20) no se produce, sin embargo, una sustancial pérdida de sólidos de sulfuro de calcio como tampoco existe un gran problema de incrustación provocado por el depósito de sulfuro de calcio sobre las superficies del equipo.-

Desde la cámara (21), el sulfuro de calcio templado pasa a través de un molino de bolas (24) donde es molido formando una pasta y es posteriormente transportado a través del conducto (25) hacia la parte superior del tanque de descomposición del sulfuro de calcio (26). En esta unidad, la masa de sulfuro de calcio entra en contacto, a contra-corriente, con una corriente de dióxido de carbono, preferentemente el recuperado de la parte superior del horno de cuba (12). La masa de sulfuro de calcio es agitada mediante paletas, según se representa, y por la corriente de dióxido de carbono introducida en la parte inferior del tanque (26). Se recoge sulfuro de hidrógeno en forma de gas en la parte superior de este tanque, el cual es llevado hacia una unidad de recuperación de azufre elemental.-

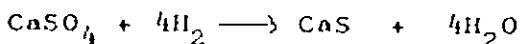
Cuando se lleva a cabo el proceso de la presente invención, es importante mantener el agua de temple a una temperatura inferior a su punto de ebullición a través de toda la operación de temple. Para lograrlo en el aparato representado en la figura 1, se suministra continuamente agua al recipiente (20) mediante las tuberías (27 y 28). El agua en la tubería (27) es recuperada deshidratando la masa de carbonato de calcio que emerge de la parte inferior del tanque (26). Como fuente adicional de agua, la tubería (28) trans-

de presión en el horno. El sulfato de calcio forma un lecho dentro del horno (12), en el cual las partículas se desplazan gradualmente hacia abajo a medida que se desarrolla la reacción.-

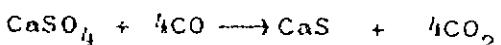
Las partículas entran en contacto, a contra-corriente, con una corriente de metano convertido, producido haciendo pasar metano a través de un convertidor (16). La corriente de gas convertido ^{que} comprendo monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrógeno es introducida cerca de la parte inferior del horno de cuba (12) a través de una boquilla de admisión (17).-

En un proceso típico, el gas que entra en el reactor posee una temperatura de aproximadamente 1800°F . A medida que se desplaza hacia arriba a lo largo de la columna de sulfato, la temperatura aumenta primeramente a 1900°F y luego decrece; la zona de reacción continúa hasta que la temperatura caiga por debajo de 1500°F . En la salida del gas, en la parte superior del recipiente, es típica una temperatura de 450°F . De esta manera, la zona de reacción normalmente continúa hacia arriba desde la boquilla (17) a través de varios pies, hasta que se alcanza la línea de 1500°F .-

En la zona de reacción del horno se producen dos reacciones. La primera puede ser expresada de la siguiente manera:



La segunda reacción que se produce es la siguiente:



Cada una de estas reacciones es exotérmica, suministrando de esta manera calor a la zona de reacción. Los productos gaseosos de la reacción, dióxido de carbono y agua, abandonan la parte superior del horno de cuba (12) a través de la línea (tubería) (18) y son recogidos para ser utilizados en un punto posterior del proceso. El sulfuro de calcio es extraído de la parte inferior del horno a través de una salida provista por una válvula tipo concha de almeja (19).-

El sulfuro de calcio caliente es vertido a intervalos periódicos a través de la válvula (19). Esto cae en un recipiente superior para el agua (20). El recipiente es mantenido a la misma presión en que se encuentra la parte inferior del lecho de partículas en el horno de cuba. El nivel del agua es controlado de manera tal de mantener suficiente agua en el recipiente (20) a fin de proveer la capacidad de temple deseada.-

una presión superatmosférica en el recipiente y medios para controlar la temperatura del agua en el recipiente.-

6. Un aparato para la producción de sulfuro de calcio, que comprende una cámara de reacción, en forma de un horno de cuba cerrado, para la reducción del sulfato de calcio en sulfuro de calcio, que posee, en el extremo inferior del horno, una entrada para los gases reductores y una salida para el sulfuro de calcio granular y, en el extremo superior del horno, una entrada para el sulfato de calcio granular y una salida para el gas residual, un recipiente para agua que posee una entrada ubicada de manera tal de alojar el sulfuro de calcio proveniente de la salida de la cámara de reacción, medios para mantener una presión superatmosférica en el recipiente y medios para controlar la temperatura del agua en el recipiente.-

7. Un aparato acorde con la reivindicación 5, o 6, en el cual el recipiente para el agua posee una salida construida de manera tal de permitir la extracción de agua y de sulfuro de calcio granular del recipiente hacia la cámara purgada a la atmósfera, sin provocar una caída sustancial en la presión superatmosférica mantenida en el recipiente.-

8. Un aparato acorde con la reivindicación 5, sustancialmente en la forma aquí descripta y con referencia a los dibujos adjuntos.-

En representación de los solicitantes:

GILL, JENNINGS AND EVERY,

Agentes registrados de la Propiedad Industrial (Patentes)

Chancery Lane 51/52, Londres, WC2A 1HN.

32(158)11

PATENT SPECIFICATION

(II) 1241575

DRAWINGS ATTACHED



- 12 (21) Application No. 40020/68 (22) Filed 21 Aug. 1968
- 13 (31) Convention Application No. 662 650 (32) Filed 23 Aug. 1967 in
- 53 (33) United States of America (US)
- 51 (45) Complete Specification published 4 Aug. 1971
- 51 (51) International Classification C01 b 17/14 17/16
- 52 (52) Index at acceptance
- C1A B1G 12/16 G147 G147D46
- B1F 4G
- F4B 7B 7H 7Y8

(54) PROCESS FOR CONVERTING GYPSUM TO CALCIUM SULPHIDE AND APPARATUS THEREFOR

(71) We, ELCOR CHEMICAL CORPORATIONS, a corporation of the State of Delaware, United States of America, having a place of business at 1300 V & J Tower, Midland, Texas, United States of America, do hereby declare the invention, for which we pray that a patent may be granted to us, and the method by which it is to be performed, to be particularly described in and by the following statement: —

This invention relates to a process and apparatus for the production of calcium sulphide.

The industrial conversion of calcium sulphate e.g. gypsum, to calcium sulphide is normally effected by passing reducing gases at elevated temperatures e.g. 1600°F. over calcium sulphate and cooling the calcium sulphide produced to a temperature below about 700°F. in a non-oxidising atmosphere. The cooling of the hot calcium sulphide has been effected by quenching by dropping the calcium sulphide into a tank of water but this results in the formation of large volumes of steam, often by flash formation of steam, and the subsequent entrainment of substantial amounts of the calcium sulphide in the form of fine, dust-like particles. This is most undesirable since, apart from the loss of product involved, it also causes severe scale formation on surfaces of the apparatus and this necessitates frequent shut-downs of the plant for cleaning.

It has previously been suggested that steam formation during quenching could be reduced by using a high rate of water flow to quench the material. One reason why this type of process is unsatisfactory is that it results in diluting the quenched material with large volumes of water. In processes of this type steam formation is reduced solely by the use of large volumes of water at atmospheric pressure.

The process according to the invention for the production of calcium sulphide, comprises reducing granular calcium sulphate

to granular calcium sulphide by passing heated reducing gases over granular calcium sulphate and quenching the calcium sulphide by supplying it, through an atmosphere which is non-oxidising to the calcium sulphide, to an amount of water which, at atmospheric pressure would lead to substantial steam formation, and maintaining the water under such a superatmospheric pressure that the steam formation is substantially prevented. In the process according to the invention the disadvantages caused by formation of large volumes of steam are avoided and yet, because of the use of the superatmospheric pressure, the use of large volumes of quenching water is unnecessary.

After the calcium sulphide has been quenched the pressure is preferably then reduced, e.g. to atmospheric, with the formation of steam. The formation of steam in this step, when the granular material is in contact with the water is advantageous since it results in further cooling of the mixture of water and calcium sulphide, but it can easily be controlled so that there is no substantial spray or entrainment of the calcium sulphide.

Apparatus according to the invention for the production of calcium sulphide comprises a reaction chamber for the reduction of calcium sulphate to calcium sulphide, having means through which granular calcium sulphate can be fed to the chamber, means through which waste gas can escape from the chamber and, additional to the aforesaid means, an inlet through which reducing gases can be fed to the chamber and an outlet through which granular calcium sulphide can be removed from the chamber, a container for water having an inlet positioned to receive calcium sulphide from the reaction chamber, means for maintaining a superatmospheric pressure in the container and means for controlling the temperature of water in the container. Preferably the container for the water has an

- outlet constructed to permit removal of water and granular material from the container to a chamber vented to the atmosphere without causing a substantial fall in a superatmospheric pressure maintained in the container.
- The reaction chamber is preferably in the form of a closed shaft furnace, having an inlet for reducing gases and an outlet for granular calcium sulphide at the lower end of the furnace and an inlet for granular calcium sulphide and an outlet for waste gas at the upper end of the furnace. Conveniently the container for water is below the reaction chamber and both the reaction chamber and container are within a vertical housing. Where there is a chamber vented to the atmosphere into which water and granular material from the container can be removed without causing a substantial fall in a super-atmospheric pressure maintained in the container, this chamber is preferably beneath the container and also within a vertical housing for the reaction chamber and the container.
- In the process the reducing gases are preferably supplied to the granular calcium sulphide at a temperature in the range of 1500°F. to 1800°F., and the calcium sulphide formed, having a temperature in this range, is cooled to a temperature below 700°F. by contact with the water. Preferably the reduction of the calcium sulphide with the reducing gases takes place at a pressure in the range of 10 to 100 p.s.i.g. and the water to which the calcium sulphide is supplied is maintained at a pressure in the range of 10 to 100 p.s.i.g. Thus conveniently the reaction chamber and the container for the water can be maintained at a single pressure although of course there will be pressure variations within the reaction chamber depending *inter alia* on its shape and the physical condition of its contents.
- The invention is further described in conjunction with the accompanying drawings in which:

Figure 1 is a schematic diagram showing process steps and apparatus used in a process for obtaining sulphur from gypsum, in which the process of the present invention is used; and,

Figure 2 shows apparatus according to the invention for the production of calcium sulphide.

Referring to Figure 1, calcium sulphate in the form of gypsum is supplied, preferably as uniformly sized particles ranging from about $\frac{1}{4}$ inch to 1 inch in maximum dimension, to a hopper 10. These particles are preferably heated to drive off some of the water of crystallization before being stored in the hopper 10.

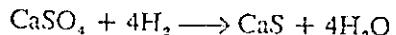
From the hopper 10, the particles are conveyed to a feed pot 11 which is used to

feed the calcium sulphate to an inlet into a reaction chamber provided by a closed shaft furnace 12 through a conduit 13. The shaft furnace 12 operates under from 10 to 100 pounds pressure, and valves are provided as shown at 14 and 15, to permit the filling of the shaft furnace 12 without a substantial pressure drop in the furnace. The calcium sulphate forms a bed within the furnace 12, in which the particles move gradually downward as the reaction proceeds.

The particles are contacted countercurrently with a stream of reformed methane produced by passing methane through a reformer 16. The stream of reformed gas comprising carbon monoxide, carbon dioxide and hydrogen is introduced near the bottom of the shaft furnace 12 through an inlet nozzle 17.

In a typical process, the gas entering the reactor has a temperature of about 1800°F. As it proceeds upwardly along the column of sulphate, the temperature first increases to 1900°F., and then drops; the reaction zone continues until the temperature falls below 1500°F. At the gas outlet at the top of the vessel, a temperature of 450°F. is typical. Thus, the reaction zone normally continues upwardly from the nozzle 17 for several feet, until the 1500°F. line is reached.

There are two reactions which take place in the reaction zone of the furnace. The first may be set forth as follows:



The second reaction which occurs is



Each of these reactions is exothermic, thus supplying heat to the reaction zone. The gaseous products of the reaction, carbon dioxide and water, leave the top of the shaft furnace 12 through line 18 and are collected for use at a subsequent point in the process. The calcium sulphide is removed from the bottom of the furnace through an outlet provided by a clam shell valve 19.

The hot calcium sulphide is dumped at periodic intervals through the clam shell valve 19. It falls into an upper container 20 for water 20. The container is maintained at the same pressure as the bottom of the bed of particles in the shaft furnace. The water level is controlled to maintain sufficient water in the container 20 to provide the desired quenching capacity.

The temperature of the water in the container 20 is controlled so that it is always below the boiling point of water at prevailing pressure. Generally, temperatures in the range of 220°F. to 250°F. will be used

where the pressure in the container is between 60 and 70 p.s.i.g.

Following the quenching step, hot water and the quenched particles are dropped in batches from the container 20 to a lower water-containing chamber 21 through a feed pot 22. A valve 22a is closed and a valve 22b opened to permit a batch of calcium sulphide with quenching water to drop into the pot 22. Valve 22b is then closed, after which valve 22a is opened, permitting the hot water and calcium sulphide to drop into chamber 21. Some of the hot water will flash to steam, thus cooling the remaining water and the steam is vented to the air through a vent 23. Because the particles have been wetted in the container 20, however, there is substantially no loss of calcium sulphide solids and there is no substantial problem of scaling caused by the deposit of calcium sulphide on equipment surfaces.

From chamber 21, the quenched calcium sulphide passes through a ball mill 24 where it is ground into a slurry and is then carried through a conduit 25 to the top of a calcium sulphide decomposition tank 26. In this unit, the slurry of calcium sulphide is contacted countercurrently with a stream of carbon dioxide, preferably that recovered from the top of shaft furnace 12. The calcium sulphide slurry is agitated by paddles, as shown, and by the stream of carbon dioxide gas introduced in the bottom of the tank 26. Hydrogen sulphide gas is collected at the top of this tank and is carried off to an elemental sulphur recovery unit.

In conducting the process of the present invention, it is important to maintain the quenching water at a temperature below its boiling point throughout the quenching operation. To achieve this in the apparatus shown in Figure 1, cool water is continuously fed into the container 20 by means of lines 27 and 28. The water in line 27 is recovered by dewatering the calcium carbonate slurry which emerges from the bottom of tank 26. As an additional source of water, line 28 carries water which is recycled from chamber 21, as well as make-up water.

The water level in the container 20 is controlled. A flow of sufficiently cooled water must be maintained to keep the temperature of the quenching water at a temperature below its boiling point. It is, of course, also important that the water level is controlled in order to prevent water from contacting the hot reactor bed. A further factor in controlling the water level is the frequency with which the pot 22 is filled and emptied. Thus, the controls 29a, 29b, 29c, 29d, 29e and 29f are set to provide the desired time cycle for dumping the calcium sulphide and to provide the desired water

level in the container 20 and the chamber 21.

Figure 2 shows part of the apparatus indicated in Figure 1 in more detail. In Figure 2, there is shown the bottom portion of the shaft furnace 12, including a refractory lining 30, a steel shaft wall 31 forming a housing for the reaction chamber itself and for the container 20 and the chamber 21 and an insulating material 32 on the exterior surface of the shaft wall 31. The particles are held in the interior 33 of furnace 12. Hot reformer gas enters the bottom of the column of particles through an inlet nozzle 34. When in operation, the temperature of the material in the reaction area adjacent the nozzle 34 is about 1800°F.

The clam shell valve 19 is an automatic, continuously cycling dumping valve, which dumps measured batches of calcium sulphide from the bottom of the reaction zone 33. Immediately below the clam shell valve 19 is the container 20, which contains a water bath 35 and a head space 36 of a gas inert to calcium sulphide. The bottom portion of the water bath 35 is supported by a funnel shaped member 37 which leads to an opening 38 and the knife valve 22b. Directly beneath the knife valve 22b is a pot 22 having at its lower end a second knife valve 22a. Located in the shaft below pot 22 is the chamber 21 having a hopper 41 for containing a mixture of water and quenched calcium sulphide particles.

It is understood, of course, that various modifications of the apparatus and process described with reference to the drawings may be made. For example, the pot 22 used as a means for depressurising quenched calcium sulphide may be replaced by any suitable means which will permit removal of portions of the quenched sulphide without causing an undesired pressure drop in the system.

WHAT WE CLAIM IS:—

1. A process for the production of calcium sulphide comprising reducing granular calcium sulphate to granular calcium sulphide by passing heated reducing gases over granular calcium sulphate and quenching the calcium sulphide by supplying it, through an atmosphere which is non-oxidising to the calcium sulphide, to an amount of water which, at atmospheric pressure would lead to substantial formation of steam, and maintaining the water under such a superatmospheric pressure that steam formation is substantially prevented.

2. A process according to Claim 1, in which the reducing gases are supplied to the calcium sulphate at a temperature in the range of 1500°F. to 1800°F., and the calcium sulphide formed, having a temperature in this range, is cooled to a temperature below 700°F. by contact with the water.

3. A process according to Claim 1 or Claim 2, in which the reduction of the calcium sulphate with the reducing gases takes place at a pressure in the range of 10 to 5 100 p.s.i.g. and the water to which the calcium sulphide is supplied is maintained under a pressure in the range of 10 to 100 p.s.i.g.
4. A process according to claim 1 substantially as described herein and with reference to the accompanying drawings.
5. Apparatus for the production of calcium sulphide comprising a reaction chamber for the reduction of calcium sulphate to calcium sulphide, having means through which granular calcium sulphate can be fed to the chamber, means through which waste gas can escape from the chamber and, additional to the aforesaid means, an inlet through which reducing gases can be fed to the chamber and an outlet through which granular calcium sulphide can be removed from the chamber, a container for water having an inlet positioned to receive calcium sulphide from the chamber, means for maintaining a superatmospheric pressure in the container and means for controlling the temperature of water in the container.
6. Apparatus for the production of calcium sulphide comprising a reaction chamber, in the form of a closed shaft furnace,

for the reduction of calcium sulphate to calcium sulphide, having, at the lower end of the furnace, an inlet for reducing gases and an outlet for granular calcium sulphide and, at the upper end of the furnace, an inlet for granular calcium sulphate and an outlet for waste gas, a container for water having an inlet positioned to receive calcium sulphide from the outlet from the reaction chamber, means for maintaining a superatmospheric pressure in the container and means for controlling the temperature of water in the container.

7. Apparatus according to claim 5 or claim 6 in which the container for the water has an outlet constructed to permit removal of water and granular calcium sulphide from the container to a chamber vented to the atmosphere without causing a substantial fall in a superatmospheric pressure maintained in the container.

8. Apparatus according to claim 5 substantially as described herein and with reference to the accompanying drawings.

35

40

45

50

55

For the Applicants:—
 GILL, JENNINGS & EVERY,
 Chartered Patent Agents,
 51/52, Chancery Lane,
 London, WC2A 1HN.

Printed for Her Majesty's Stationery Office by Burgess & Son (Abingdon), Ltd.—1971.
 Published at The Patent Office, 25 Southampton Buildings, London, WC2A 1AY,
 from which copies may be obtained.

1241575

COMPLETE SPECIFICATION

2 SHEETS

This drawing is a reproduction of
the Original on a reduced scale

Sheet 1

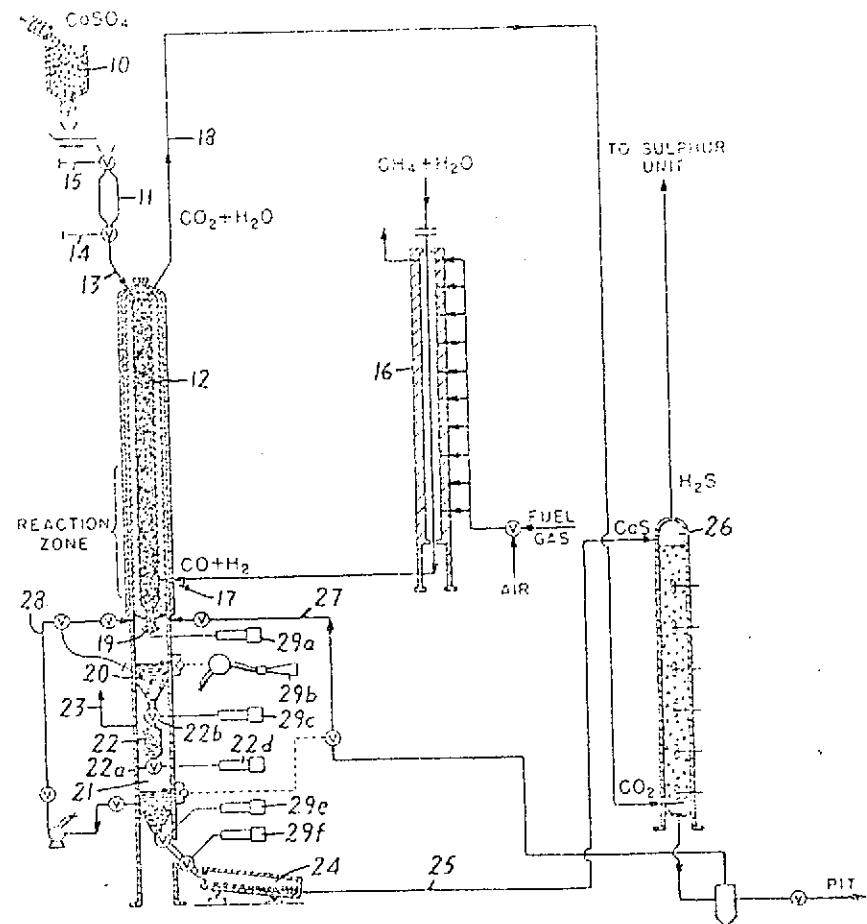


FIG. 1