

Table 6.1.2 PRODUCTION COST OF SRC BASED ON SAMLA COAL

Inputs	Unit		Per SRC	
	Unit	Cost Rs/Unit	Consumption Unit/Unit	Cost Rs/Unit
Raw Material				
- Feedstock Coal (Purchase)	ton	776.7	2.48	1923.4
- Coke Oven Gas	ton	1681.9	1.17	1970.9
Utilities				
- Fuel Coal	ton	776.7	0.81	633.0
- Electricity	kWh	1.0	132.7	132.7
- Steam(57Kg/cm ² G)	ton	251.3	0.98	246.6
- Make-up Water	m ³	0.8	19.3	15.4
- Nitrogen	Nm ³	0.7	51.86	36.3
- Catalyst(Iron Ore)	ton	918.1	0.06	58.1
- Catalyst (Sulfur)	ton	3500.0	0.02	52.7
- Chem.(Filter Aid)	ton	6427.5	0.13	810.1
- Chemicals, etc.	ton	-	-	13.6
(1) Variable Cost	-	-	-	5892.7
Operating Labor	M-Y	57230		94.9
Overhead	Ope.	Labor x 50%		47.6
Maintenance(Materials)	E&M,	CIF x 1.5%		1225.1
(Labor)	M-Y	57256		37.5
Administration (Supplies)	Admi.	Staff x 100%		15.9
(Staff)	M-Y	67694		15.9
Tax & Insurance	Book Value	x 0.5%		253.8
(2) Direct Fixed Cost	-	-	-	1690.7
Credits				
- Return Gas	ton	1618.0	1.197	1936.5
- Light Distillate	ton	4015.8	0	0
- Middle Distillate	ton	3795.4	0	0
- Residue	ton	215.1	0.398	85.6
(3) Total Credits	-	-	-	2022.1
(4) Production Cost = (1)+(2)-(3)				5561.3
(5) Depreciation & Interest (D&I)	20 years.	6% interest		7688.1
(6) Total Production = (4)+(5) Cost inc. D&I				13249.4

Price : Aug., 1991

COG Price : 0.96 Rs/Nm³ x 1752 Nm³/t = 1681.92 Rs/t

Plant Cost : US\$ 307 million in 1991

Exchange Rate : 25.71 Rs/US\$

SRC yield/coal(dry) = 48.89%

Table 6.1.3 COKE/PRODUCTION COST INCLUDING D&I OF SRC PLANT (1/2)

Feedstock Coal	Samla	Assam	No-SRC
1. Coal Price [Rs/t, Dry], in 1991			
P.C.C (Washed)	1074.4	1074.4	1074.4
M.C.C (Washed)	1073.1	1073.1	1073.1
Imported Coal	2663.0	2663.0	2663.0
Non-coking Coal (Samla)	940.3	940.3	-
SRC including D&I	13249.4	8709.8	-
2. Blend Ratio, Dry (%)			
P.C.C	30.0	30.0	30.0
M.C.C	40.0	40.0	40.0
Imported Coal	15.0	15.0	30.0
Non-coking Coal	10.0	10.0	-
SRC	5.0	5.0	-
Total	100.0	100.0	100.0
3. Ave. Coal Price [Rs/t, Dry], in 1991			
P.C.C	322.3	322.3	322.3
M.C.C	429.3	429.3	429.2
Imported Coal	399.5	399.5	798.9
Non-coking Coal	94.0	94.0	-
SRC	662.5	435.5	-
Total	1907.6	1680.6	1550.4
4. Coke Production Cost* [Rs/t of coke], in 1991			
Raw Materials (Inc. handling loss)	2821.6	2485.9	2254.7
Others (Inc. credits)	-18.8	-18.8	22.2
Total	2802.8	2467.1	2276.9

* Not adjusted by ash content

Table 6.1.3 COKE/PRODUCTION COST EXCLUDING D&I OF SRC PLANT (2/2)

Feedstock Coal	Samla	Assam	No-SRC
1. Coal Price [Rs/t, Dry], in 1991			
P.C.C (Washed)	1074.4	1074.4	1074.4
M.C.C (Washed)	1073.1	1073.1	1073.1
Imported Coal	2663.0	2663.0	2663.0
Non-coking Coal (Samla)	940.3	940.3	-
SRC excluding D&I	5561.3	4109.0	-
2. Blend Ratio, Dry (%)			
P.C.C	30.0	30.0	30.0
M.C.C	40.0	40.0	40.0
Imported Coal	15.0	15.0	30.0
Non-coking Coal	10.0	10.0	-
SRC	5.0	5.0	-
Total	100.0	100.0	100.0
3. Ave. Coal Price [Rs/t, Dry], in 1991			
P.C.C	322.3	322.3	322.3
M.C.C	429.3	429.3	429.2
Imported Coal	399.5	399.5	798.9
Non-coking Coal	94.0	94.0	-
SRC	278.1	205.4	-
Total	1523.2	1450.5	1550.4
4. Coke Production Cost* [Rs/t of coke], in 1991			
Raw Materials (Inc. handling loss)	2253.0	2145.6	2254.7
Others (Inc. credits)	-18.8	-18.8	22.2
Total	2234.2	2126.8	2276.9

* Not adjusted by ash content

Table 6.2.1 PRODUCTION OF HOT METAL, COKE AND BY-PRODUCTS
IN ROURKELA STEEL PLANT IN 1989-90

Paticulars	Unit	Corporate Plan upto 2000 AD (1)	Actual (2)	Ratio (%) (2)/(1)
Hot Metal Production A	t	1,350,000	1,261,011	93.41
Coking Coal required B	t	2,430,000	-	-
Coal carbonised C	t	2,100,000	1,736,104	82.67
Coal Iron Ratio D		1.80	-	-
Coke Produced E	t	-	1,318,503	-
BF Coke Consumed F	t	1,012,500	914,695	90.34
Coke Rate G	Kg/1,000 T	750	725	96.72
Primary By-products				
Coke Oven Gas H	1,000 Nm3	578,000	476,556	82.45
Crude Tar I	t	59,000	51,504	87.29
Ammonium Sulphate J	t	18,900	12,030	63.65
Crude Benzol K	t	10,500	4,786	45.58
	kl	12,125	5,527	45.58
Secondary By-products				
Tar Products				
H.P.Naphthalene L	t	2,360	2,027	85.89
Pitch N	t	31,160	25,600	82.16
Tar Oils M	t	600	-	-
Sodium Phenolate O	t	250	1,469	587.60
Benzol Products				
Benzene P	t	6,300	2,629	41.72
	kl	7,216	3,011	41.72
Toluene R	t	1,050	932	88.75
	kl	1,226	1,088	88.75
Solvents T	t	420	-	-
YIELD				
Primary By-products				
Coke Oven Gas H/C	Nm3/t	275	274	99.73
Crude Tar I/C	%	2.81	2.97	105.59
Ammonium Sulphate J/C	%	0.90	0.69	76.99
Crude Benzol K/C	%	0.50	0.28	55.14
Secondary By-products				
Tar Products				
H.P.Naphthalene L/I	%	4.00	3.94	98.39
Pitch M/I	%	52.81	49.70	94.11
Tar Oils N/I	%	1.02	-	-
Sodium Phenolate O/I	%	0.42	2.85	673.12
Benzol Products				
Benzene P/K	%	60.00	54.92	91.53
Toluene R/K	%	10.00	19.47	194.69
Solvents T/K	%	4.00	-	-

Source : SAIL; Corporate Plan upto 2000 AD, May 1987

SAIL ; Annual Statistics 1989-90, Rourkela Steel Plant.

Table 6.2.2 BLAST FURNACES OPERATION IN ROURKELA STEEL PLANT
[1989-90]

Particulars	Unit	Face I	Face II	Face III	Face IV	Total
1 Useful Volume	m ³	1,139	1,139	1,139	1,658	5,075
2 Capacity	H.M.t/d	1,000	1,000	1,000	1,500	4,500
3 Productivity	t/d/m ³	0.817	0.807	0.788	0.551	0.721
4 Commissioned	d-m-y	27-01-59	12-01-60	08-01-62	03-07-67	
5 HOT METAL						
Total Production	t	339,491	335,601	327,405	258,514	1,261,011
Average Production						
per Calender day	t/d	930	919	897	913	3,660
Max. Production						
in a Day	t/d	1,335	1,248	1,217	1,616	5,152
6 No. of Casts		2,096	2,095	2,038	1,363	7,592
7 Distribution						
To S.M.S	t	313,299	317,587	311,896	235,563	1,178,345
To P.C.M.	t	26,192	18,014	15,509	22,951	82,666
% Sent to P.C.M.%		92.3	94.6	95.3	91.1	93.4
8 Operational Details						
(a) Availability	h-min	8686-55	8679-40	8663-05	5701-45	31731-25
(b) Delays	h-min	673-58	642-26	823-33	949-46	3089-43
(c) % of Delays over (a)		7.8	7.4	9.5	16.7	9.7
(d) Utilization	h-min	8012-57	8037-14	7839-32	4751-59	28641-42
(f) Scheduled shut down	h-min	73-05	80-20	96-55	3058-15	3308-35
9 Consumption Rates						
Coke	kg/t	733	727	710	733	725
Iron Ore	kg/t	1,006	956	1,023	954	987
Sinter	kg/t	869	914	851	914	886
10 Cold Pig	t	22,918	15,762	13,571	20,083	72,334

Source : Annual Statistics 1989-90, Rourkela Steel Plant.

Table 6.2.3 OPERATION OF COKE OVENS IN ROURKELA STEEL PLANT
[1989-90]

Particulars	Units	M.T.P.	Expn.	Total	
PRODUCTION					
Ovens Pushed	Nos.	51,572	52,054	103,626	
Avg./Calender day	Nos.	141	143	284	
Gross Coke (dry)	t			1,318,503	
Avg./day	t			3,612	
Hard Coke (dry)	t			1,098,314	
Avg./day	t			3,009	
Nut Coke (dry)	t			78,710	
Avg./day	t			216	
Mixed Coke (dry)	t			141,479	
Avg./day	t			387	
COAL CHARGED (wet)					
P.C.C. (washed)	t			707,940	
Imported	t			483,480	
M.C.C (washed)	t			647,120	
H.V.Coal	t			24,450	
Total wet charge	t			1,862,990	
Tons/Oven	t			17.98	
BLEND RATIO OF COAL CHARGED (wet)					
P.C.C. (washed)	%			38.0	
Imported	%			26.0	
M.C.C (washed)	%			34.7	
H.V.Coal	%			1.3	
Total wet charge	%			100.0	
COAL CHARGED (dry)					
Total	t			1,736,104	
Tons/Oven	t			16.75	
YIELD RATES :					
			Total		
			Tons/Oven	Yield %	
Gross coke	(dry)		12.72	75.95	
Hard coke	(dry)		10.60	63.26	
Nut Coke	(dry)		0.76	4.54	
Mixed Coke	(dry)		1.36	8.15	
AVERAGE COKING TIME					
	(h-min.)		20-33		
ANALYSIS (%)					
		MOISTURE	ASH	V.M.	F.C.
Incomming Coal					
At Destination :					
		5.3			
		5.2			
		5.0			
At loading point:					
	(indegenuous)	7.4			
Charging Coal		6.46	17.01	25.05	57.94
COKE					
Hard coke		5.46	22.68	0.76	76.56
Nut Coke		11.36			
Mixed Pearl Coke		15.68			
Breeze Coke		20.54			
MICUM TEST (%)					
			+40mm	-10mm	
			80.64	11.19	

Source : Annual Statistics 1989-90, Rourkela Steel Plant.

Table 6.2.4 PRODUCTION, PROCESSING AND LOADING OF COKE BY-PRODUCTS
IN ROURKELA STEEL PLANT [1989-90]

Products	Item	Quantity	Units	Loadings
COAL (dry)	Carbonised	1,318,503	t	
COKE (dry)	Production	1,318,503	t	
COKE OVEN GAS	Production	476,556,000	Nm3	
CRUDE TAR	Production	51,504	t	
CRUDE TAR	Distilled	52,530	t	
Extra Hard Pitch	Production	25,600	t	24,978 t
Coal Tar Fuel	Production	2,840	t	
Coal Tar Fuel transfer to	Production	10,876	t	
Special Tar	Production	840	t	
Road Tar transfer to	Production	30	t	
Wash Oil	Production	5,444	t	923 t
Coal Tar Heavy Oil	Production	9,722	t	3,434 t
Crude Naphthalene Oil	Production	3,391	t	
Light Oil	Production	171	t	
Ammonia Liquor	Production	1,537	t	
—Crude Carbolic Oil	Production	1,557	t	
TAR PROCESSED PRODUCTS TOTAL	Production	51,102	t	
—Crude Carbolic Oil	Processed	1,469	t	
Sodium Phenolate	Production	1,469	t	
Neutral Oil	Production	1,166	t	1,167 t
Pure Phenol	Production	64	t	49 t
M.P.Cresol/Cresylic Acid	Production	127	t	146 t
Carbolic Oil Products Total	Production	1,357	t	
Dolomite Tar	Production	700	t	
Pressed Naphthalene Oil	Production	1,058	t	
Hot Pressed Naphthalene	Production	2,027	t	1,889 t
CRUDE BENZOL	Production	5,527	kl	
CRUDE BENZOL	Refined	6,305	kl	
Raffinate	Production	5,342	kl	2,794 kl
Raffinate	Refined	5,362	kl	1,022 kl
Benzene (N.G.)	Production	3,011	kl	300 kl
Toluene	Production	1,088	kl	60 kl
Light Solvent Naphtha	Production	315	kl	
Heavy Solvent Naphtha	Production	66	kl	84 kl
Fore Runnings	Production	449	kl	
Ind.Grade Benzol	Production	62	kl	
BENZOL PRODUCTS TOTAL	Production	4,991	kl	4,260 kl
AMMONIUM SULPHATE	Production	12,030	t	
Sulphuric Acid transfer to AS Production		10,002	t	
Sulphuric Acid	Production	17,986	t	

Source : Annual Statistics 1989-90, Rourkela Steel Plant.

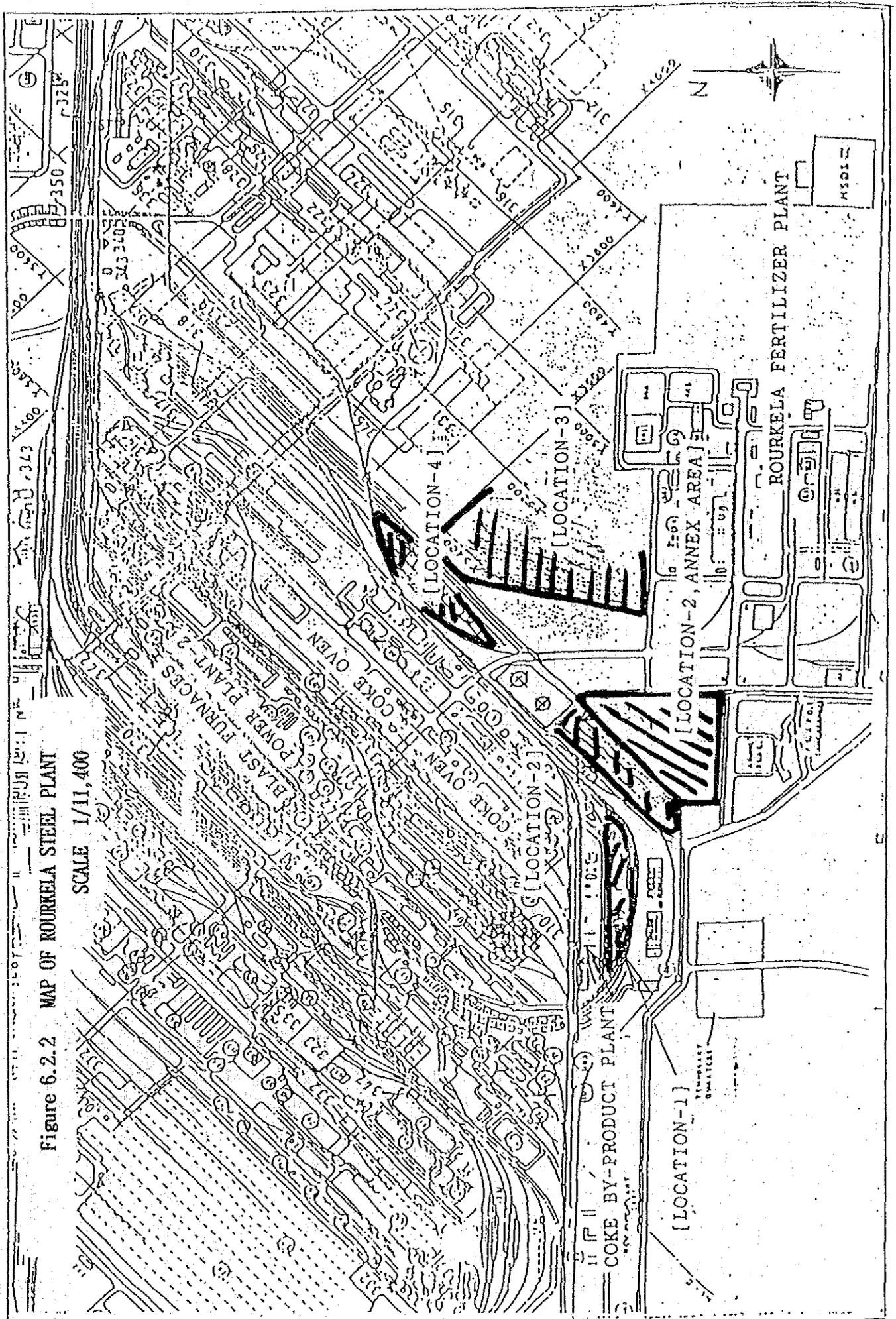
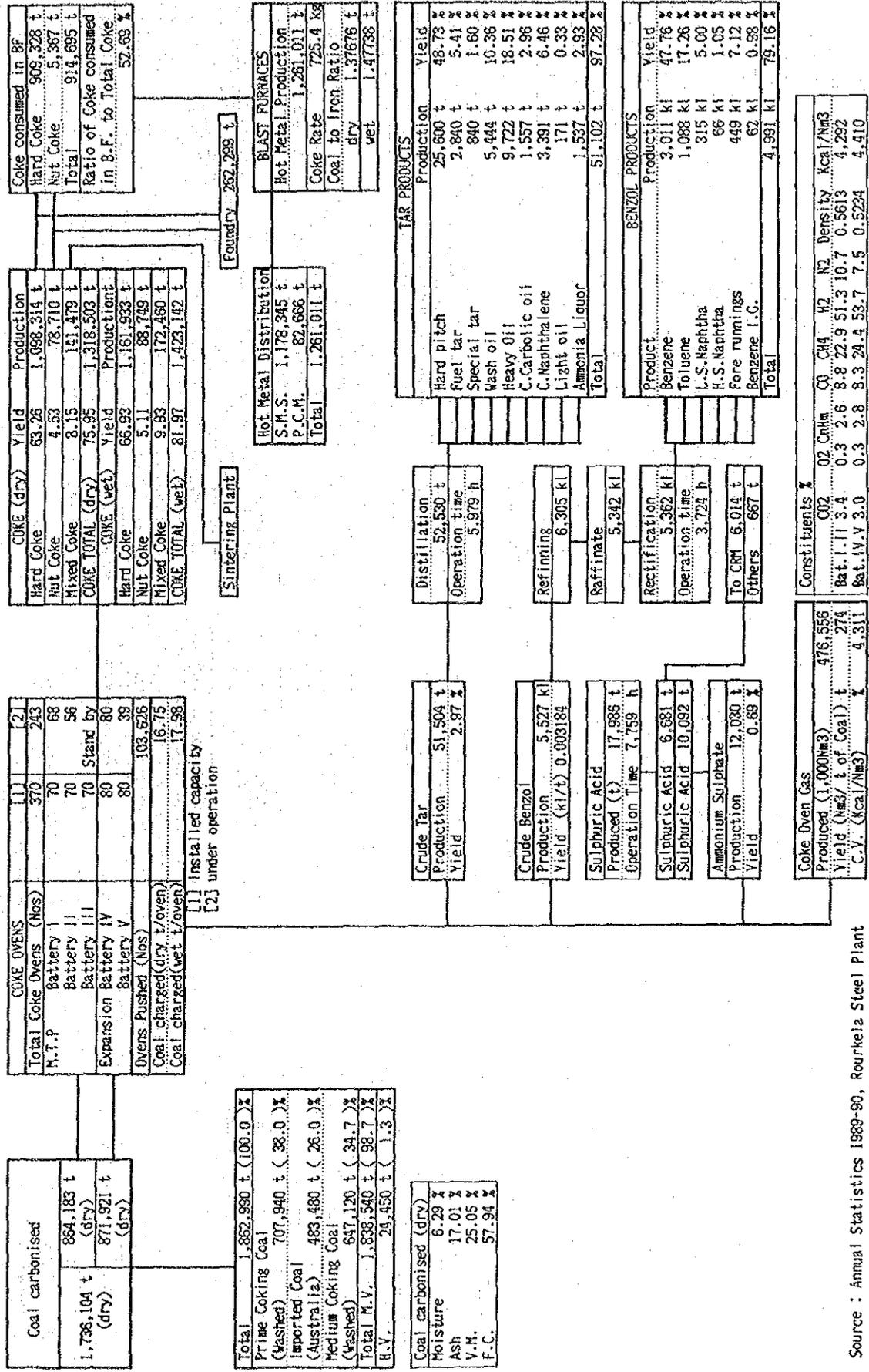


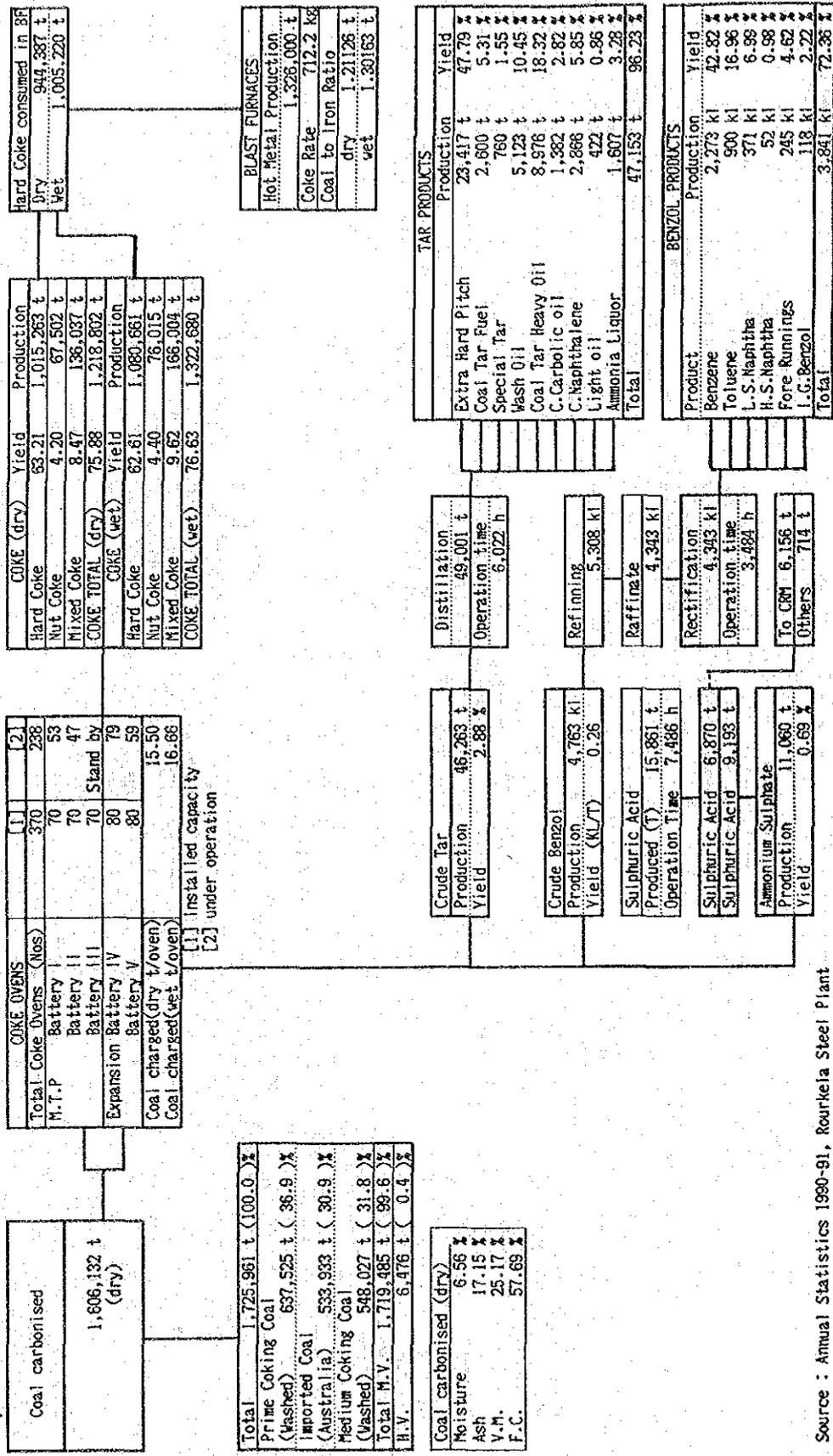
Figure 6.2.2 MAP OF ROURKELA STEEL PLANT

SCALE 1/11,400



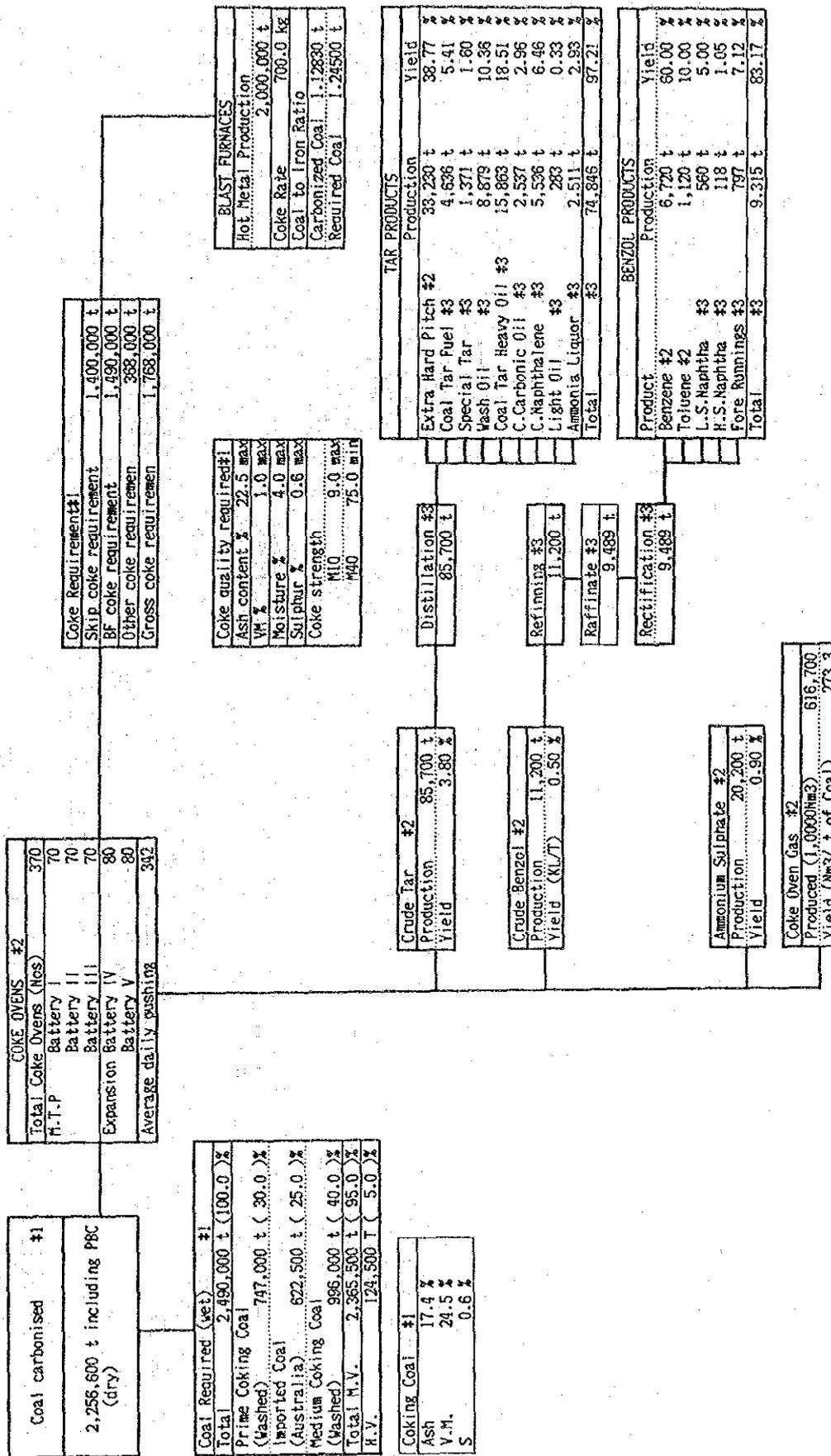
Source : Annual Statistics 1989-90, Rourkela Steel Plant

Figure 6.2.3 PRODUCTION OF COKE AND BY-PRODUCT IN ROURKELA STEEL PLANT (1989-90)



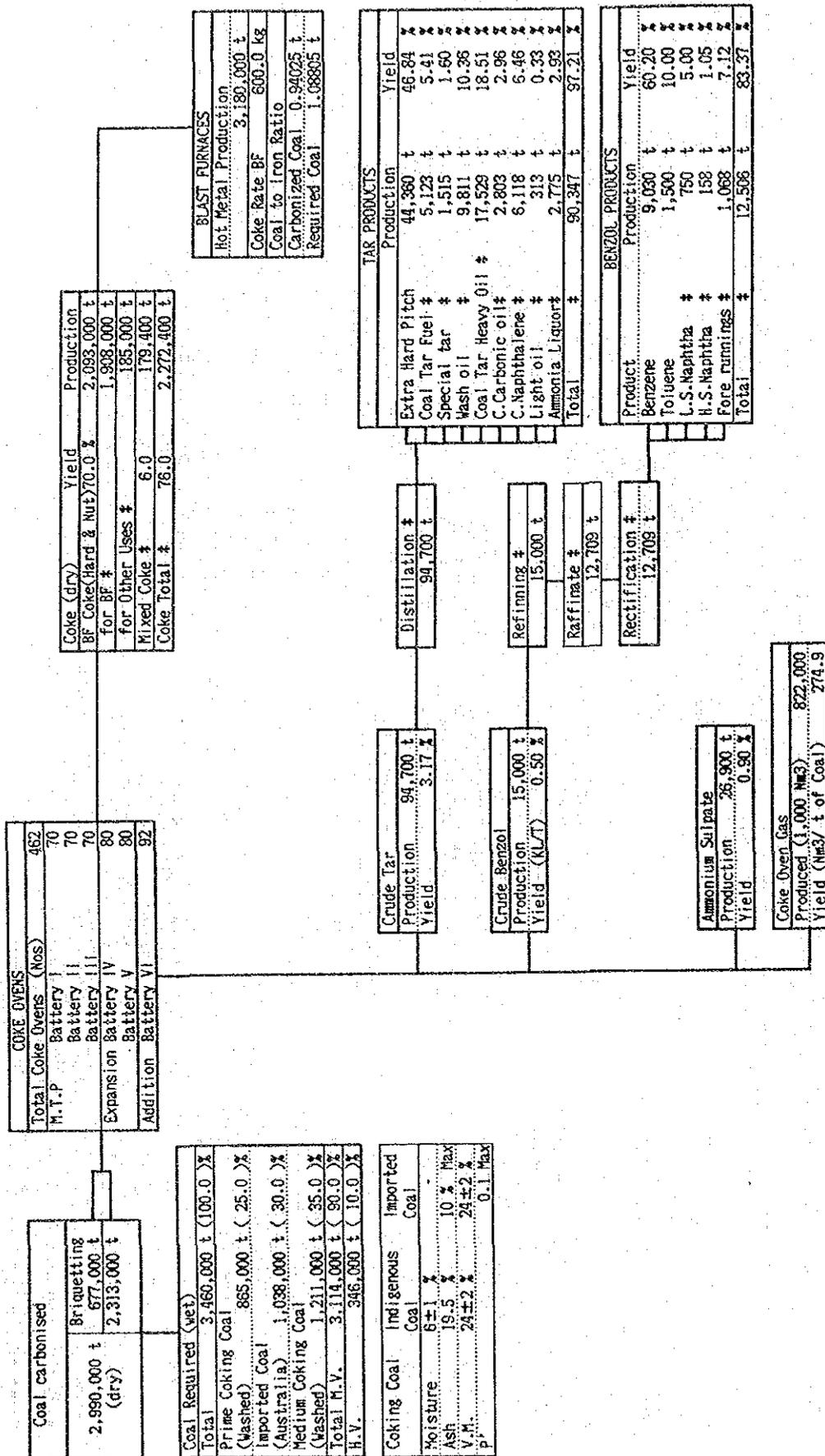
Source : Annual Statistics 1990-91, Rourkela Steel Plant

Figure 6.2.4 PRODUCTION OF COKE AND BY-PRODUCT IN ROURKELA STEEL PLANT (1990-91)



Source : #1 ; SAIL's Information, 1981.
 #2 ; Corporate Plan upto 2000 AD, May 1987.
 #3 ; Estimated by JICA Team.

Figure 6.2.5 PRODUCTION OF COKE AND BY-PRODUCT IN ROURKELA STEEL PLANT
 [Phase-II: after modernisation]



Source : Corporate Plan upto 2000 AD , May, 1987.
 Note : * : Estimated by JICA Team

Figure 6-2.6 PRODUCTION OF COKE AND BY-PRODUCT IN ROURKELA STEEL PLANT (1999-2000)
 [Phase-II: after modernisation]

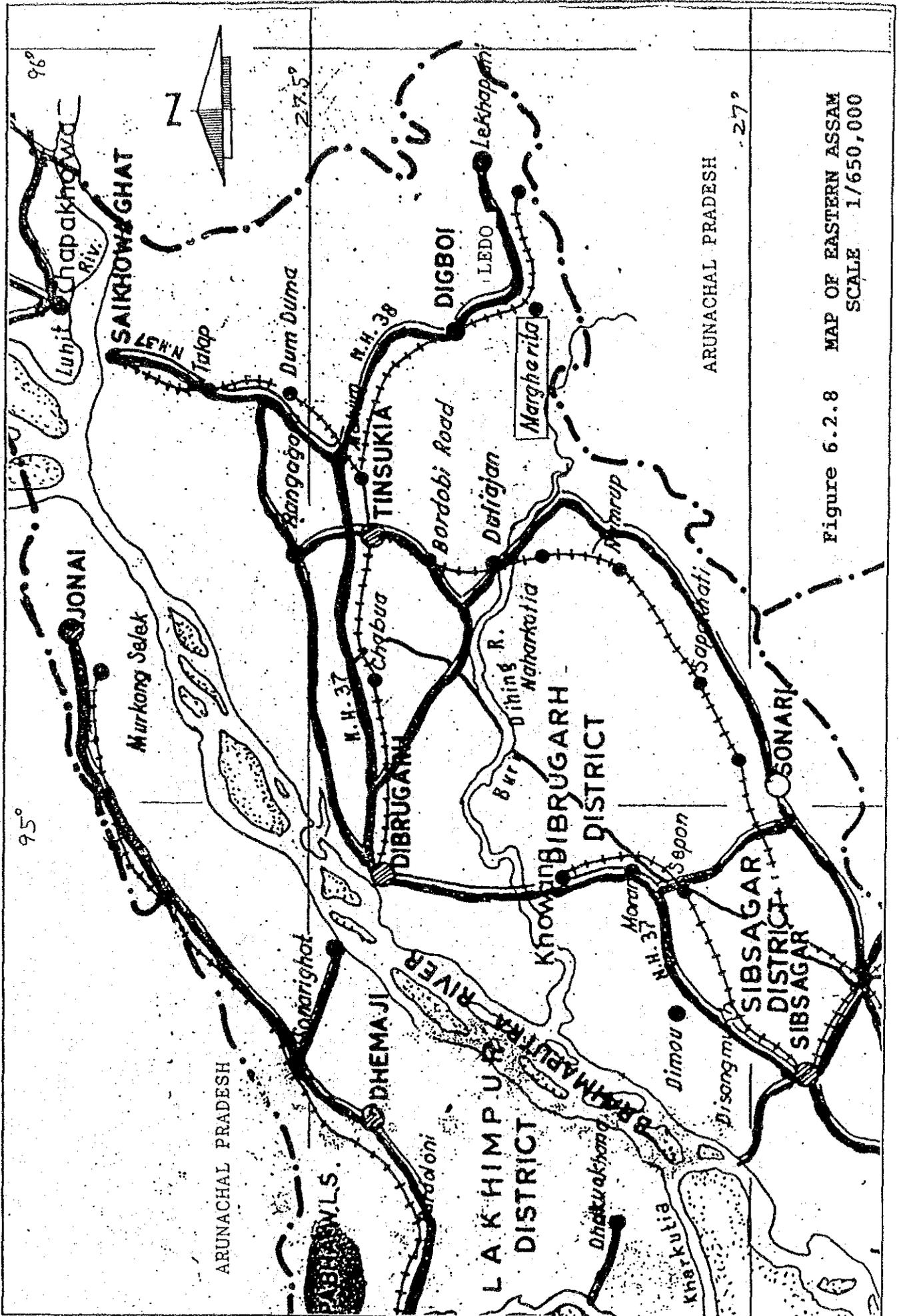


Figure 6.2.8 MAP OF EASTERN ASSAM
SCALE 1/650,000

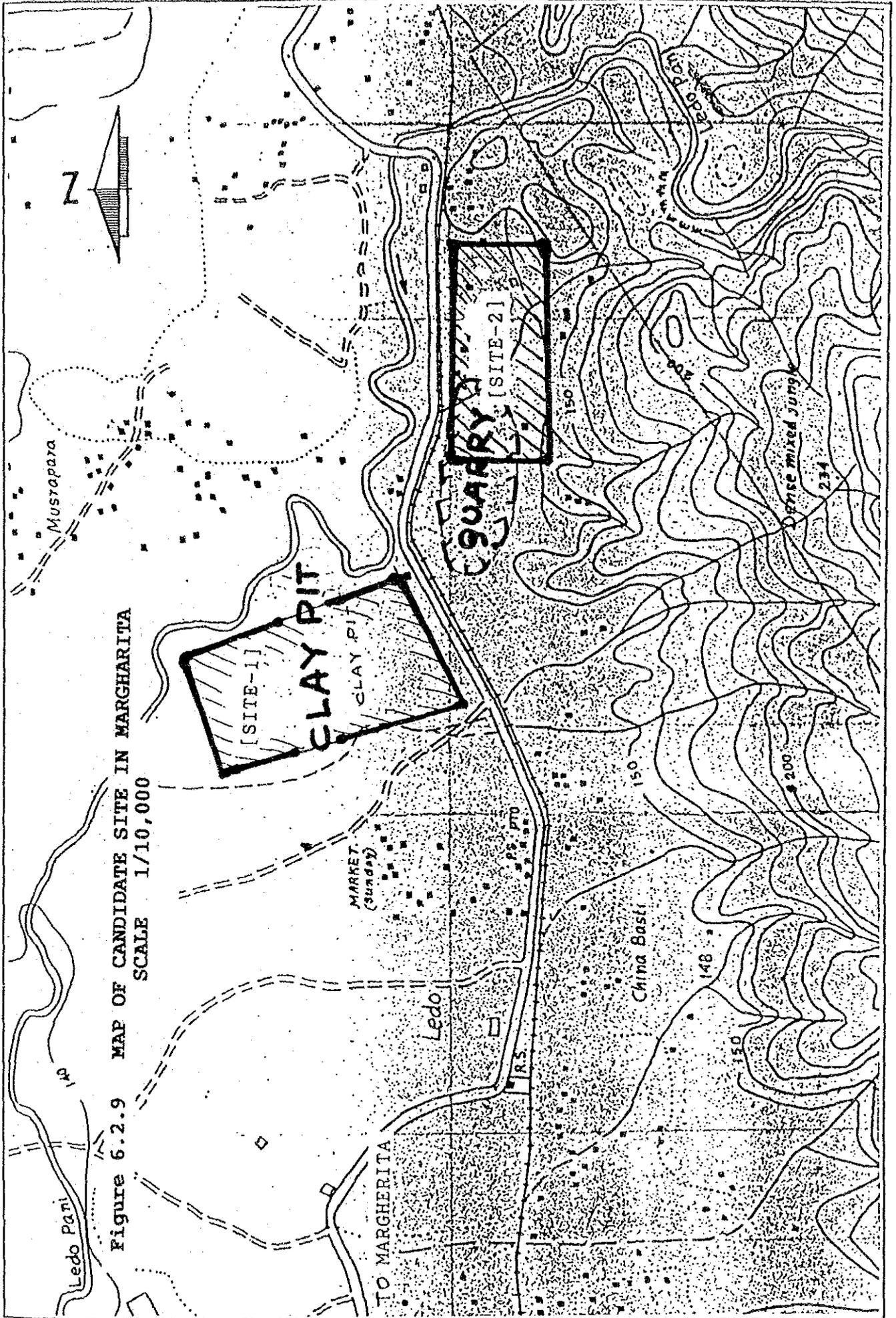


Figure 6.2.9 MAP OF CANDIDATE SITE IN MARGHERITA
SCALE 1/10,000

第7章 SRCプラントの概要調査

第7章 SRCプラントの概要調査

7.1 SRCプラントの設計と建設に係わる法規と規格

SRCプラントの設計と建設に関連する法規と規格には下記のものがある。

7.1.1 法規

Indian petroleum rules
Indian factories act
Environment act
Notification of central pollution control board
Pollution control board
Indian electricity act
Indian explosive act
Indian boiler regulations

7.1.2 規格

原則として、インドで認定されている規格やインド国内で生産される材料を採用するが、そのほかにも下記の国際規格を採用する。

(1) 一般

National Fire Protection Association (NFPA)
American occupational health and safety (AOHS)
Occupational Safety and Health Administration

(2) 加熱炉

American society of mechanical engineers (ASME)
American petroleum institute (API)
Japanese industrial standards (JIS)
American national standard institute (ANSI)

(3) 圧力容器

American society of mechanical engineers (ASME)
American national standard institute (ANSI)
American society for testing and materials (ASTM)
Japanese industrial standards (JIS)
American petroleum institute (API)
Japan petroleum institute (JPI)

(4) タンク

American petroleum institute (API)
Japan petroleum institute (JPI)
Japanese industrial standards (JIS)

(5) 束式熱交換器と空冷式熱交換器

American society of mechanical engineers (ASME)
Tubular exchanger manufactures association (TEMA)
American national standard institute (ANSI)
American society for testing and materials (ASTM)
Japanese industrial standards (JIS)
American petroleum institute (API)
Japan petroleum institute (JPI)

(6) ポンプとコンプレッサー

American petroleum institute (API)
Japanese industrial standards (JIS)
American national standard institute (ANSI)
Manufacture's standards

(7) そのほかの機器

Japan petroleum institute (JPI)
Japanese industrial standards (JIS)
Manufacture's standards
Contractor's standards

(8) 配管

American petroleum institute (API)
Japan petroleum institute (JPI)
Japanese industrial standards (JIS)

(9) 電気

National electrical manufacture's association (NEMA)
International electro technical commission (IEC)
National electrical code (NEC)
Japan electrical manufacture's association (JEM)
Japan electro technical committee (JEC)
Institute of electrical & electronic engineers (IEEE)
American petroleum institute (API)
Japanese industrial standards (JIS)

(10) 計装

International electro technical commission (IEC)
Japan electro technical committee (JEC)
Institute of electrical & electronic engineers (IEEE)
American petroleum insitute (API)
Japanese industrial standards (JIS)

(11) 土木と建築

American institute of steel construction, manual of steel structure (AISC)

American society of heating, refrigerating and air conditioning engineer (ASHRAE)

American occupational health and safety (AOHS)

Japanese industrial standards (JIS)

7.2 実証プラントの設計に要するSRCプラントの関連データ・情報

プラントの設計ベースを決める際、考慮した情報等について記述する。

7.2.1 プラントサイトの選定（ルールケラー製鉄所内）

必要面積の確保、コールタール工場に近いこと、石炭受入の容易さ、製品払い出しが比較的容易であることなどから、ルールケラー製鉄所の南に位置する Location-IIと南側の隣接地をプラントサイトとして選定した。

7.2.2 原料石炭の受入

原料石炭である Assam炭は、貨車で Assamから輸送されてくるため、供給の安定性を確保するため、プラント内に貯蔵能力14日分（7,990トン）の原料石炭貯蔵場を設ける。この原料炭貯蔵場はプラントサイトの北東側に設置する。

7.2.3 水素製造

SRC製造には水素は不可欠な副原料であり、これを製造する方法としては、石炭ガス化、ナフサ又は炭化水素ガスの蒸気改質、ガス分離等がある。石炭ガス化は原料石炭のコストは比較的安い、ガス化プラントの建設費が高くなり本計画には適していない。蒸気改質は水素製造プラントの建設費は比較的低額であるが、原料の入手が困難であり、かつ原料のコストが高額となり本計画には適さない。SRCプラントで発生するガスを水蒸気改質するケースについては、必要な水素を製造するには発生ガスの量が少なすぎる。一方、ガス分離については、ルールケラー製鉄所で COGが製造されていること、かつその生産量が十分大きいこと、水素含有率が比較的高いことから本計画に最も適した方法である。

SRCプラントの運転に必要な水素を分離するに必要な COG量は、約23,100 Nm³/hであり比較的大量で、かつその熱量も大きい(約92.3MMkcal/h)が、水素を分離した後の放出ガス及び SRCプラントで生成するガスを燃料ガスとして戻すことができる。その際の返却できる燃料ガスの熱量は約90.1MMkcal/hと推定され、受け入れた熱量の約 97.6%に相当し、ルールケラー製鉄所の燃料バランスに対して大きな影響は及ぼさないと考えられる。

以上の検討結果から、本計画における水素製造はルールケラー製鉄所で生産されている COGを受け入れ、ガス分離によって行う方法を採用することとする。

7.2.4 燃料

SRCプラントの加熱炉の燃料には、燃料ガス又は燃料油が必要である。プラントサイトで外部から入手できるこれら種類の燃料は、COG、bunker C 燃料油である。COGは先述のとおり、水素製造の原料に用いられるため供給余力がない。bunker C燃料油は入手可能であるが、比較的成本が高い。本計画においては、燃料コストを低く抑えることがプラントの経済性を高めるために好ましいと考えられるため、SRCプラントで生成される液化油の内、有効成分が多く含まれる軽質油を除く、中質油と重質油をプラントの燃料油として使用し、外部から購入するbunker C燃料油の量を低く抑える方法を採用することとする。燃料油バランスによれば中・重質油の生産量は燃料油消費量を若干上回り、中質油が若干余剰となり、定常運転時にはbunker C重油は必要ない。

SRCプラントでは石炭乾燥器及び加熱炉のパイロットバーナに燃料ガスが必要である。これらの燃料ガスの必要場所には、水素分離で生成する放出ガスと SRC から生成するガスを混合したガスの一部を燃料ガスとして使用することとする。

7.2.5 電力

ルールケラー製鉄所における電力の供給としては、1,500kW程度以下に抑えることを考慮した。一方、SRCプラントに必要な動力はこの電力量では賅いきれない。また、外部から受入可能な蒸気量も10t/h以下と考えると、動力不足を賅うためには不十分である。SRCプラントに必要な動力を確保し、かつ電力と水蒸気の入量を上記設定値以下に抑えるため、SRCプラント内に高圧蒸気(57kg/cm²G)を発生させるボイラーを設置することとする。そこで発生する高圧水蒸気は150kW以上の駆動機に適用する。ボイラーの燃料は、低価格の一般炭である Samla炭を微粉碎して用いることとする。

7.2.6 水蒸気

高圧水蒸気(57.0kg/cm²G)はルールケラー製鉄所から常時10t/hを受け入れるものとする。

8.0kg/cm²Gの水蒸気は常時は受け入れず、スタート時などの特別な場合に一時的に受け入れることとする。上記以外の水蒸気は、プラント内で必要量を発生させて使用する。

7.2.7 水

一般用途の水としては、処理された川水が約 200m³/hが受入可能とした。この水は主として、プロセス水、冷却水補給、防火用水等に用いられる。飲料水については、ルールケラー製鉄所から供給され得るものと想定する。ボイラー用水については、正常運転では、バッテリリミット外から供給を受ける高圧水蒸気から生成するコンデンセートを利用するため、外部から供給を受けることは不要であるが、スタート時などの水蒸気システムが不安定な期間は外部から供給を受ける必要がある。

7.2.8 液化油の用途

プラントで生成される液化油の内、中質油の大部分と重質油は、7.2.4 燃料の項に記載したとおり、外部から購入する燃料油の費用を削減するため燃料油としてプラント内で使用する。軽質油-1と軽質油-2は、ベンゼン、トルエン、キシレン、フェノール等の有用成分が比較的高濃度で含まれているため、コールタール蒸留プラントなどで処理するのが望ましいと考えられるためプラント外へ払い出すこととする。

7.2.9 SRC

SRCはプラント内で水中固化によりペンシル状に成形され、約5%の含水状態で取り出される。製品 SRCは、コンベアーで SRC貯蔵ヤードに送られ、ここで一時貯蔵された後、トラックでルールケラー製鉄プラントに運ばれることとする。

7.2.10 濾過ケーキ

固液分離設備から濾過ケーキが排出される。それは石炭灰、触媒、不溶有機物等の固体を主成分とし、若干の油分と SRCを含有した微粉状の廃棄物である。油分等を含有しているため約2,190kcal/kgの低位発熱量を持つ。これは、プラント内で処理することは比較的難しいため、トラックでルールケラー製鉄所に運び、大型石炭ボイラ等で大量の石炭と混ぜて燃焼するのが全体的にみて妥当な方法と考えられる。

7.3 実証プラントの最適能力

実証プラント能力は、同プラントでの SRC生産量、同 SRCを用いた場合のコークス製造量、コークス炉の生産規模、プラントのプロセス性能と機器等の実証性、将来の SRC商業プラントへのスケールアップを行うためのデータの取得などを考慮して決定されることが必要である。

7.3.1 原料石炭の処理量が乾炭500t/dのプラントの SRC生産量は約340t/d (Assam炭の場合) であり、年間 112,000トンとなる。現在ルールケラー製鉄所におけるコークス生産状況は、1989-90年度における年間のコークス製造用原料炭の使用量は 1,736,104トン (dry basis) であり、4コークス炉団 (1989-90年稼働中の全炉数 243) にてコークスを 1,318,503トン (dry basis) を生産している。ここで、コークス原料炭に対する SRCの混合比を 10%と仮定すると、上記 SRCに対応する原料炭量は、1,120,000トン/年となる。1炉当りの装入量の実績値の 16.75トン/炉で割ると年間66,866回の押し出しとなり、1門の年間平均押し出し回数を 430回/門とすると 156門のコークス炉が SRC混合操業の対象となる。これは全コークス炉の 243門の 64%に相当する。以上の検討結果から、500t/dプラントは、ルールケラー製鉄所で十分実操業に寄与する規模であるといえる。

7.3.2 SRC実証プラントの運転実績から商業プラントにおける重要機器の性能をある程度の精度で確認できることが必要である。これら重要機器としては、石炭スラリー予熱炉、液化反応器、フィルター、液化反応器装入ポンプ、レットダウンバルブ等である。これらの商業プラント規模での性能を確認のためには、SRC実証プラントは一定以上の能力が必要である。

石炭スラリー予熱炉は、現在の段階では約700t/dの規模が 1系列での最大能力であり、500t/dでの実証は将来の商業プラントでの同予熱炉の設計にとり十分な技術データを提供することが可能となる。(700t/d以上においては並列設置となる。)

商業プラントにおける液化反応器の最大寸法は、内径4m、高さ 40m程度と想定される。一方、500t/dプラントの液化反応器の寸法は内径2mで高さは 20m程度と推定される。この程度の寸法の差であれば、500t/dプラントの液化反応器内の流動状態から商業プラントの流動状態をほぼ正確に予測が可能となる。これにより液化反応器の設計において重要な設計因子である液化反応器内のガスホールド比が予測可能となり、スラリー滞留時間の予測が可能となり、SRC実証プラントの反応データから商業プラントの反応 (SRC収率、SRC性状等) を正確に予測が可能

となる。

フィルターについては、約100t/d以上のプラントであれば商業プラントのデータを探ることができる。(100t/d以上では並列設置となる。)

液化反応器装入ポンプと固液分離に用いられる遠心分離機については、500t/dプラントで使用される設備は、現在の技術で最大の能力のものが使用される。商業プラントにおいてもほぼ同一の能力の設備が台数を増やして使用されることになる。したがって、実証プラントの運転は商業プラントの実機の試験となる。

レットダウンバルブは、500t/dプラントでは寸法は6インチとなり、その運転結果から商業プラントの10-14インチのバルブの流動状態を推定可能であり、摩耗損傷の防止を考慮した設計が可能となる。

7.4 実証プラントのプロセス構成 (基本ケース)

7.4.1 プラント能力

原料炭処理量500トン/日 (乾燥ベース)

7.4.2 年間稼働日数

330日

7.4.3 原料炭

設計ベースのAssam炭 (未洗炭) の分析値は以下のとおりとした。

(1) 分析値

Total Moisture	12.4 wt%	(raw coal basis)
Surface Moisture	10.0 wt%	(raw coal basis)
Inherent Moisture	2.4 wt%	(raw coal basis)
Volatile Matter	41.7 wt%	(dry coal basis)
Fixed Carbon	53.3 wt%	(dry coal basis)
Ash	5.0 wt%	(dry coal basis)

7.4.4 反応

(1) 液化反応器出口の運転条件

Temperature	430 °C
Pressure	150 Kg/cm ² G
Residence Time	60 min

(2) 触媒と助触媒

触媒

Type Iron Ore
Adding Rate 3.0 wt% of feed coal (dry coal basis)

助触媒

Sulfur
Adding Rate 1.0 wt% of feed coal (dry coal basis)

(3) 化学水素消費量

2.7 wt% of feed coal (d. a. f. basis)

(4) 収率

	<u>wt% on Coal (d. a. f. basis)</u>
Methane	2.9
Ethane	1.4
Propane	1.0
Butane	0.4
Carbon Monoxide	0.6
Carbon Dioxide	1.2
Ammonia	0.1
Hydrogen Sulfide	0.3
Water	3.4
Light Distillate-1	2.1
Light Distillate-2	1.7
Middle Distillate	6.9
Heavy Distillate	11.6
SRC	68.2
IOM	0.9
Total	102.7

7.4.5 製品

(1) Products Slate (dry basis)

Light Distillate-1 (C ₅ -180°C)	412 kg/h
Light Distillate-2 (C ₅ -200°C)	337 kg/h
Middle Distillate (200-250°C)	1,170 kg/h
Heavy Distillate (250-450°C)	2,114 kg/h
SRC(450°C+)	14,149 kg/h

(2) 製品仕様

1) Light Distillate-1 (軽質油-1)

Boiling Point Range	C ₅ -180°C
Specific Gravity (at 30°C)	0.77
Viscosity (at 30°C)	0.6 cP

2) Light Distillate-2 (軽質油-2)

Boiling Point Range	180-200 °C
Specific Gravity (at 30°C)	0.92
Viscosity (at 30°C)	2.6 cP

3) Middle Distillate (中質油)

Boiling Point Range	200-250 °C
Specific Gravity (at 30°C)	0.96
Viscosity (at 30°C)	4.5 cP

4) Heavy Distillate (重質油)

Boiling Point Range	250-450 °C
Specific Gravity (at 30°C)	1.06
Viscosity (at 30°C)	80 cP

5) SRC

① 全 SRCの組成

<u>Component</u>	<u>wt%</u>
Net SRC (excluding solids)	95.2
Total Solids	4.8
Ash	(3.6)
Catalyst	(0.7)
IOM	(0.5)

② 全 SRC

Softening Point 160°C

③ Net SRC (固形物を除く成分) の性状

Boiling Point Range	450°C+
Ultimate Analysis (wt%)	
Carbon	87.9
Hydrogen	5.9
Nitrogen	1.6
Sulfur	1.5
Oxygen	3.1
Proximate Analysis (wt%)	
Volatile Matter	35.2
Fixed Carbon	64.8
Specific Gravity (at 20°C)	1.28

(3) 副産物仕様

1) Filter Cake

Form	Powder
Compositions (wt%)	
Solids	77.0

Oil	21.5
SRC	1.5

7.4.6 副原料

(1) COG (Coke Oven Gas)

設計ベースとしての COGの組成

Component	vol %
Hydrogen	49.9
Methane	24.2
Ethane	2.6
Carbon Monoxide	8.2
Carbon Dioxide	3.4
Nitrogen	11.4
Oxygen	0.3

含有不純物

Component	Content
H ₂ S	2-3 g/Nm ³
NH ₃	4-6 g/100Nm ³
Naphthalene	(20-30 g/100Nm ³) 注 1
Benzene	(10-15 g/Nm ³) 注 1
Tar Fog	(0.1 g/Nm ³ max.) 注 1

注 1: 括弧内の数値な設計条件として、RSPから示された不純物含有量であるが、これらの不純物は RSP内の COG Wash Oil Scrubbing Tower の気液接触機能が正常に機能すれば十分に低い値に低減化できると考えられる。本プラントの中に COG Wash Oil Scrubbing Tower を設置してこれらの不純物を洗浄除去できるが、建設費と運転費用が増加し、全体的にみて良い方法ではない。したがって、本企業化調査においては将来、RSP内の COG Wash Oil Scrubbing Towerの気液接触機能が改善されるという前提に立って、不純物の少ない COGが受け入れ可能として設計を行う。なお、現在の RSPの COG発生量を50,000 Nm³/hと仮定すると同 COG中に含有される

benzeneの量は、12,000-18,000 kg/dと、かなりの量になるため、RSP内のCOG Wash Oil Scrubbing Towerを改善し、benzeneを回収し、外販することにより大きな利益が得られるので改善の実施を提案する。

7.4.7 プラントの構成

(1) 主要設備

<u>エリアNo.</u>	<u>設備</u>
100	石炭前処理設備
200	液化反応設備
300	水素回収精製設備
400	蒸留設備
500	固液分離設備
600	SRC固化設備
700	水素分離設備
800	硫黄回収設備

(2) 用役及び補助設備

<u>システム No.</u>	<u>設備</u>
1000	蒸気供給設備
1100	水供給設備
1200	排水処理設備
1300	冷却水設備
1400	消火設備
1500	燃料設備
1600	空気・窒素供給設備
1700	フレア設備
1800	熱媒油供給設備
1900	フラッシングオイル供給設備
1980	連絡配管設備
2000	電気設備

7.4.8 プラントの位置

プラントサイトとしては、Orissa州ルールケラー市にあるルールケラー製鉄所の東南部分にあるLOCATION-2と南側隣接地（面積約 110,000m²）を選択した。第6章のFigure 6.2.2を参照。

注 2： 1990年 9月に RSPによって試案として選定されたプラントサイトの面積は80,000m²である。しかし、プロットプランの検討結果、実証プラントのプラントサイトとして必要な面積は最小 110,000m²が必要であることが判明している。

7.4.9 主要プロセスの概要

原料石炭は石炭前処理設備に供給され、粉碎及び乾燥が行われる。次に乾燥炭、溶剤、触媒、助触媒の混合スラリーが調合され、液化反応設備に供給される。ここで石炭は 430℃、全圧150Kg/cm²Gで、かつ水素ガスの存在下で、ガス、液化油及び SRCに転換される。

固形分を含む重質留分は固液分離設備へ送られ、液化油と SRCから、灰分、触媒、濾過助剤、及び不溶有機物（IOM）の一部が分離除去される。

液状生成物は蒸留及び真空フラッシングにより、軽質油-1、軽質油-2、中質油、重質油及び SRCに分離され、SRCは SRC固化設備で固化される。SRCには若干の固形分が含有される。

生成ガスは気液分離後深冷分離装置に供給され、含有されている水素が分離回収され、再使用される。そのほかのガスは燃料ガス設備に送られる。

補給水素ガスは、水素分離設備で コークス炉ガス（COG）から分離され、液化反応設備に供給される。

7.4.10 主要設備概要

(1) 石炭処理設備

本設備は、石炭貯蔵、石炭粉碎・乾燥、触媒粉碎、助触媒の各工程から構成される。

1) 石炭貯蔵工程

(Figure 7.4.1参照)

石炭は貨車でプラントの石炭受け入れヤードに運ばれ、ここで貨車より受け入れホッパーに移され、ここから回転式排出機 (JF101)、ベルトコンベアで貯炭設備に運ばれる。この設備は、コンクリート製の縦長の建造物で、その天井部分に長手方向沿って石炭装入コンベアが設置され、下部に石炭払い出し機 (JF102)と石炭払い出しコンベアが設置されている。石炭払い出し機は建造物の長手方向に移動し、建造物内に貯蔵されている石炭を均一に排出する機能を持つものである。貯炭設備の石炭貯蔵能力は、プラントで処理する石炭装入量の14日分 (7,990トン)である。

2) 石炭粉砕・乾燥工程

(Figure 7.4.1参照)

貯炭設備に貯蔵された原料生石炭は、石炭払い出し機により、各部分から均一に、かつ連続的に取り出され、コンベアによりハンマー粉砕機 (FH101A, B) に送られる。石炭はハンマー粉砕機で粗く砕かれた後、ボールミル (HF102A, B) に送られ、ここで微粉砕される。ボールミルには、熱風発生器 (BA101)で生成された高温ガスが吹き込まれ、微粉砕と同時に石炭の乾燥が行われる。

微粉砕され、乾燥された石炭はガス流からマルチサイクロン (FD101)とバグフィルター (FD102)で捕集され、石炭サイロ (FE101)に送られ、一時貯蔵される。

貯蔵された乾燥微粉炭は、スラリー調整のために、バッチ式で一定量ずつ液化反応設備に送られる。

3) 触媒粉砕工程

(Figure 7.4.2参照)

プラントの触媒原料受け入れヤードに貨車で運ばれた触媒原料は、ホッパーに移され、そこからコンベアで触媒サイロ (FE162)に送られ貯蔵される。貯蔵された触媒原料は、フィーダー、コンベアで触媒サージ槽に送られ、ここからフィーダーで定量的に触媒微粉砕機

(FH161) に送られ微粉碎される。

微粉碎された触媒は、マルチサイクロン (FD161) とバグフィルター (FD162) によりガス流より捕集され、触媒槽 (FE164) に送られ、一時貯蔵される。

貯蔵された微粉状の触媒は、スラリー調整のために、バッチ式に一定量ずつ液化反応設備に送られる。

4) 助触媒工程

(Figure 7.4.3参照)

このプラントの硫黄回収設備で酸性ガスから製造される硫黄は湿った細かいフレーク状である。この硫黄は、トラックなどで本工程に運ばれ、コンベアーに移され、コンベアーからロール型成形機 (KD171) に送られ、ここで裁断、成形される。成形された硫黄はバンド乾燥機に供給され、高温の窒素ガスによって乾燥される。

乾燥された硫黄は、ハンマーミル (HF171) に排出され、ここで微粉碎された後、フローコンベアーによって助触媒サイロ (FE171) に送られ、一時貯蔵される。

一方、プラント外から供給される硫黄は、乾燥され微粉状であるため、トラックからコンベアーで直接助触媒サイロに送られ、先述の乾燥硫黄と一緒に一時貯蔵される。

貯蔵された微粉状の触媒は、スラリー調整のために、バッチ式で一定量ずつ石炭溶解設備に送られる。

(2) 液化反応設備

(Figure 7.4.4、Figure 7.4.5参照)

液化反応設備は反応工程及び分離工程の 2つの工程から構成されている。

1) 反応工程

乾燥石炭、触媒、助触媒を石炭前処理設備からスラリー調整タンク (FA201) に受け入れ、循環溶剤と混合し石炭スラリーが調整される。調整された石炭スラリーはスラリー供給タンク (FA202) に移される。

次に石炭スラリーはディゾルバーチャージポンプ (GA201A, B)により、ディゾルバーチャージヒーター (BA201)を経て石炭液化反応器であるディゾルバー (DC201)に送られる。チャージヒーターの管内でのコーキングを防止するため、水素ガスがヒーター入口部付近のスラリー管に供給される。

石炭は加熱により溶剤中で溶解し、この溶解石炭の水添反応がディゾルバー内で行われる。この反応は発熱反応であり、ディゾルバー出口温度は 430°Cに調節される。ディゾルバー内の滞留時間は約60分である。過剰な水素及び溶剤を含む反応生成物は、最初にディゾルバーエフルエントセパレータ (FA203)で、固形物を含む重質分と軽質分に分けられる。このセパレータでのコーキングを防ぐため、反応生成物は循環冷却油で冷却される。このセパレータからの流出ガスは冷却され、第 1 高圧セパレータ (FA204)で凝縮分とガスに分離される。凝縮分の一部は冷却され、冷却油の一部としてディゾルバーエフルエントセパレータに戻され、残りは低圧分離工程に送られる。ガスは更に冷却され、第 2 高圧セパレータ (FA205)でガス、水及び油に分離される。油は全量冷却油としてディゾルバーエフルエントセパレータに戻され、水は排水処理設備へ送られる。一方、ガスは冷却された後、水洗浄塔 (DA201)に供給され、含有されているアンモニア及び塩分が水で洗浄され、除去される。

この洗浄の主要な目的は、次工程以降のラインにおける塩の析出の防止及びプロセス流体からの腐食性無機化合物の除去にある。水洗浄後、ガスは水素回収精製設備へ送られる。水洗浄塔の下部からの水及び油凝縮分は、水洗浄塔塔底液デカンター (FA207)に供給され、水と油凝縮分に分離される。水は排水処理設備へ送られ、油は蒸留設備へ供給される。

2) 分離工程

ディゾルバーエフルエントセパレータ (FA203)からの重質液化生成物は減圧システムによって減圧される。減圧されたスラリーは固液分離設備に送られる。レットダウンベッセル (FA208)からのガスは反応工程の第 1 高圧セパレータボトムと一緒に冷却された後、第 1 低圧セパレータ (FA209)に供給される。凝縮分の一部は、濾過供給スラリーの冷却油とするため冷却された後、固液分離設備に送られる。残りの凝縮分は蒸留設備に送られる。一方、ガス状物は、反応工程とガス洗

浄工程から流出するガスとともに酸性ガス吸収塔 (DA202)へ供給される。酸性ガス吸収塔から流出する精製ガスは燃料ガス設備に送られ、酸性ガストリッパー (DA203)からの酸性ガスは硫黄回収設備に送られる。

(3) 水素回収精製設備

(Figure 7.4.6、7.4.7参照)

水洗浄塔 (DA201)からのガスには深冷分離装置内で凍結する恐れのある油分少量含まれており除去する必要があるため、ブタンスクラバー (DA301)が設けられている。ここで油分が除去されたガスは DEA吸収塔に送られて、ジエタノールアミン (DEA)によって酸性ガス(H_2S 、 CO_2)が除去される。処理されたガスは深冷分離装置へ送られ、水素が回収され、液化反応設備へ循環される。分離されたメタン主体のガスは燃料ガス設備に送られる。

ブタンスクラバーの塔底油はブタン回収塔 (DA302)へ送られ、含有されているブタンが回収され、ブタンスクラバーに循環される。ブタン回収塔塔底からの回収油は蒸留設備のデブタナイザー (DA403)に送られる。

(4) 蒸留設備

(Figure 7.4.8、7.4.9参照)

本設備は、いくつかの設備から液状の流体を受け入れ、ブタン、軽質油-1 ($C_5-180^\circ C$)、軽質油-2 ($180-200^\circ C$)、中質油 ($200-250^\circ C$)、重質油 ($250-450^\circ C$) 及び SRC ($450^\circ C$ 以上) に分留する。

水洗浄塔塔底液デカンター (FA207)からの分離油、第1及び第2低圧セパレータ(FA209、FA210)からの軽質油分、減圧フラッシュNo.2凝縮油槽 (FA407)からの凝縮油及び固液分離設備からの回収油は、すべてライトエンドカラム (DA401)へ供給され、蒸留が行われる。

ライトエンドカラム塔頂からの正味流出油はデブタナイザー (DA403)へ送られ、ブタンと混合軽質油に分離される。ブタンは、ブタンスクラバーへの補給ブタンとしてブタン回収塔還流槽 (FA302)に戻され、一部は燃料ガスとして燃料設備に送られる。

デブタナイザー塔底からの混合軽質油は、ライトディスティレートカラ

ム (DA-404) に供給され軽質油-1と軽質油-2に分類される。ライトディステイレートカラム塔頂から留出する正味の軽質油-1の留分は軽質油-1貯蔵タンクへ送られる。ライトディステイレートカラム塔底からの正味の軽質油-2の留分は冷却された後軽質油-2貯蔵タンクに送られる。

ライトエンドカラム塔底からの留出油は、ウォッシュソルベントカラム (DA402) に供給され、中質油と重質油に分離される。中質油の大部分は固液分離設備に送られ、遠心分離機のスラッジの洗浄油の補給油及び濾過助剤用溶剤として使用される。中質油の正味生成分の大部分は燃料設備に送られ、プラントの燃料油として用いられる。ウォッシュソルベントカラム塔底からの重質油の大部分は循環溶剤の一部として液化反応設備に戻される。重質油の正味生成分は燃料設備に送られ、プラントの燃料として用いられる。

固液分離設備からの遠心分離機の分離液はポンプで昇圧され、バキュームチャージヒーターに供給される。加熱された分離液はバキュームフラッシュドラム (FA405) でフラッシュされ、SRCがドラムの底に溶融状態で分離される。溶融 SRCは固化設備に供給される。フラッシュされた蒸気は凝縮され、循環溶剤の一部として使用される。

(5) 固液分離設備

(Figure 7.4.10参照)

本設備は液化反応設備から排出されるスラリーから灰分、触媒、10M (不溶有機物) などの固形物の大部分を除去するものである。高温・高圧対応型の遠心分離機が固体分離に用いられる。また、加圧式水平濾葉型濾過機 (フンダフィルター) が遠心分離機から排出されるスラッジを洗浄し、油分と SRCを回収し、半乾燥状態の固形物を得るために用いられる。

1) 遠心分離工程

液化反応設備からのスラリーは、同設備からの冷却油と混合され温度が下げられた後、遠心分離機の高速度で回転しているボウル内に供給される。スラリー中の固形物は、液体成分に比べ比重が大きいため、ボウル内の遠心力の作用により沈澱しやすくなり、ボウル内壁にスラッジとして濃縮される。スラッジはボウルと若干の回転速度をつけられたコンベヤによって、ボウルを収納しているケーシング内に払い出

される。遠心分離機での固形物の分離程度は、固形物の比重、粒径、形状等に大きく影響される。液化反応スラリーの固形物は粒径の小さいものが多く、固形物の全量は分離できず、分離液は若干の固形物を含んだまま流出する。各遠心分離機からの分離液は、遠心分離液タンクに集められた後蒸留設備に送られる。ポウルより排出されるスラッジは約 50%の油分を含有している。スラッジは各遠心分離機のケーシング内で洗浄油が添加され、配管でスラリータンクに集められる。

2) 濾過工程

濾過助剤タンク (FA502) において濾過助剤 (珪藻土) と洗浄油を混合し濾過助剤スラリーが調整され、濾過助剤供給タンク (FA503) に送られる。ここで濾過助剤スラリーは所定の温度に昇温された後スラリータンクに供給され、スラッジと洗浄油から成るスラリーに混合される。濾過助剤が添加されたスラリーはスラリーポンプによりフィルター (残渣保持型フンダフィルター) に供給される。濾過は、スラリータンク → スラリーポンプ (GA504A-C) → フンダフィルター (FD502A-C) → 洗浄溶剤タンク (FA505) の順で行われる。固形物は濾葉面上に捕集されフィルターケーキとなる。濾液は洗浄溶剤タンクに集められ洗浄油として再使用される。洗浄油の組成を一定に保つため一部を蒸留設備に送り、代わりに新しい中質油を補給する。濾過終了後、フィルター内の残液が N_2 ガスによりスラリータンクに圧送される。次いで N_2 ガスブローが、 N_2 ガスホルダー → N_2 ガス圧縮機 → N_2 ガスヒーター (EA501) → フンダフィルター → コンデンサー (EA502) → サイクロン → N_2 ガスホルダーの順で行われる。この操作によりフィルターケーキ中の残留溶剤の一部が脱離するが、更にフィルターケーキを乾燥するため、真空乾燥を行う。 N_2 ブローと真空乾燥後、フィルターケーキは半乾燥状態になる。濾葉を回転することによりフィルターケーキは濾葉からはがされフィルター容器底部に集められそこから排出される。排出されたフィルターケーキはトラックでプラント外に運ばれ焼却される。

(6) SRC固化設備

(Figure 7.4.11参照)

ここでは蒸留設備で得られた溶融 SRCを固化してペンシル状の個体 SRCを製造する。

蒸留設備から供給される溶融 SRCは、SRC貯蔵タンク (FA601)に一時貯蔵され、SRC供給ポンプ (GA601A, B)により SRCクーラー (EA601)を通り固化器 (KA601)に送られる。SRCは、SRCクーラーにより固化に最適な温度に調整される。その際、冷却に用いる熱媒油は循環使用され、熱交換により温度が上昇した熱媒油は、ホットオイルクーラーで低圧蒸気を発生させて冷却される。

固化器に供給された SRCは小さいノズルを通して水中に流し込まれ、冷却され、固化されペンシル状の個体 SRCとなる。冷却水は固化に最適な温度に保つために、固化水タンク (FD603)→循環水ポンプ (GA603A, B)→クーラー (EA603)→固化器 (KA601)→固化水タンクの順で循環される。

固化された SRCは固化器内のコンベアによってかき出され、スクリーコンベア (JD601)で水切りされた後、コンベアで SRC貯蔵ヤードに運ばれる。固化器で生ずる少量の微粉 SRCは循環水の一部を抜き出し、シックナー (FD601)と遠心分離器 (FD602)で回収される。回収された SRCは、製品 SRCに加えられ、水は循環水に戻される。

保守の際、一時的に循環水を抜き出せるように水溜用ピットを設ける。

(7) 水素分離設備

(Figure 7.4.12参照)

ここにおいては、プラント外より供給される COGから PSA装置により液化反応に必要な水素が製造される。

PSA装置は、COGを昇圧する COGコンプレッサー (GB701)、並列に設置されている 4基の吸着槽 (DA701)、リテーナー、バッファータンク及び製品水素を昇圧するための補給水素コンプレッサー (GB702)から構成されている。

プラント外より供給される COGは、COGコンプレッサーで約 10Kg/cm²G に昇圧された後、吸着槽に供給される。ここで吸着槽の内部に充填されている吸着剤の作用により、COGに含まれている水素以外の成分が除去され、高純度 (99%)の水素が製造される。その際、吸着剤に吸着されるガス量はその分圧によって変化する性質が利用される。高純度水素ガスは、補給水素コンプレッサーによって昇圧されて液化反応設備に送られる。

4基の吸着槽は正常運転にある時点では次の状態であって、自動バルブの

シーケンスによって一定サイクルで、各吸着槽の状態が切り替わる。

- A 吸着槽 : 吸着操作
- B 吸着槽 : 減圧操作
- C 吸着槽 : パージ・再生操作
- D 吸着槽 : 加圧操作

吸着操作が終了した吸着槽は、初め再生された低圧状態の吸着槽との間で均圧操作を行い、次いで、リテーナーとの間で均圧操作が行われ、圧力が一部減少される。吸着槽は、次いで減圧され、吸着槽内のガスの大部分はバッファータンクに放出される。次いで、パージ・再生操作に入り、吸着槽は、その中に残存している不純物のガスがリテーナーに回収されている高純度ガスによりパージされて再生される。再生された吸着槽は高純度水素ガスによって昇圧され、COG張り込み準備完了の状態となる。パージ操作の際発生するガスは、バッファータンクに集められ、減圧操作の際発生するガスと一緒に、燃料ガスシステムに送られる。

本設備の運転は、コンピューターを使用した全自動制御運転によって行われる。

(8) 硫黄回収設備

(Figure 7.4.13参照)

本プラントでは、硫黄回収にタカハックス法を採用している。液化反応設備と水素回収精製設備からの酸性ガスは H_2S 吸収塔 (DA801) へ送られ、向流で吸収剤と接触し、ガス中の H_2S の濃度は 50ppm 以下となる。 H_2S 吸収後の吸収剤はポンプ (GA801A, B) により酸化塔 (DA802) へ送られ、塔内を上昇する空気により並流で接触し、再生され、酸化塔から吸収塔に戻される。

吸収された H_2S は酸化されて単体硫黄となり、微粒子状で分離される。溶液中に微粒子状で分散した単体硫黄の粒子は酸化塔から出て、フィルタープレス (FD801) で脱液された後、硫黄ケーキとして排出される。硫黄ケーキは全量は石炭前処理設備に送られて乾燥された後、液化反応の助触媒として使用される。

7.4.11 用役及び補助設備

(1) 蒸気供給設備

(Figure 7.4.14参照)

蒸気供給設備は 4段の圧力レベルの水蒸気システムとコンデンセート回収システムから成り立っている。

圧力レベルと各圧力レベルの水蒸気的主要用途は下記のとおりである。

<u>Pressure Levels</u>	<u>Principal Using</u>
57 Kg/cm ² G	turbines
17 Kg/cm ² G	turbines、 ejectors
5 Kg/cm ² G	reboilers、 preheaters
3 kg/cm ² G	reboilers、 preheaters、 tank heating、 steam tracing

7.2.5に記載したように、プラントへの電力供給を極力抑えた。また、57kg/cm²G水蒸気の使用可能量は10t/h max.とした。このような状況のもとで、プラントに必要な動力を賄うため、57kg/cm²Gの水蒸気を発生させるボイラーを設置する。ボイラーは石炭炊きとし、その設計能力は70t/hである。プラントにおける150KW以上のコンプレッサー、ブローアー、ポンプはすべて蒸気タービン駆動としている。

17kg/cm²G蒸気は、57kg/cm²G蒸気タービンの排気スチームとプロセス中からの熱回収により生成させる。5kg/cm²Gと3kg/cm²G水蒸気は、プロセス中からの熱回収と17kg/cm²G蒸気タービンの排気スチームにより生成させる。

プラントの外部から57kg/cm²G水蒸気を10t/hを常時受け入れ使用することを前提とした。8kg/cm²G水蒸気は常時は受け入れず、運転開始時等の特殊な運転において一時的に受け入れて使用する。

ボイラーには運転に必要な付帯設備として、燃料炭槽、燃料炭粉砕機、燃焼排気ガスに含有するダストを捕獲し、除去する電気集塵機等が設置される。

本設備には、コンデンセートを回収し循環使用するためのコンデンセート回収システム、脱気器、ボイラー給水ポンプなどが設置される。

(2) 水供給設備

(Figure 7.4.15参照)

この設備は、プラントで必要な処理済み河水、ボイラー用水、飲料水をプラントの外部から受け入れ、プラント内の必要箇所に、これらの水を配分する。処理済み川水は、冷却水補給、消防用水、プロセス水等に使用される。処理川水の受入量は200t/hとした。

(3) 排水処理設備

本設備は、プラントのプロセス設備から排出されるプロセス廃水、プラントの一般含油排水及び冷却水システムからのブロー水を受け入れて、処理後の排水中のsolids、BOD、COD等を規定値以下になるように処理する。

本システムは、ガストリッピング工程、凝集加圧浮上工程、生物処理工程、凝集沈澱分離工程、汚泥処理工程から構成される。

1) ガストリッピング工程

各種のプロセス設備からのプロセス排水はデガッサーに送られ、含有されている少量のガスが除去される。ガスが除去されたプロセス排水は、 H_2S を除去するため H_2S ストリッパーに送られる。 H_2S を含有する蒸気が H_2S ストリッパー塔頂から生成し、硫黄回収設備に送られる。 H_2S ストリッパー塔底からの NH_3 含有排水は、 NH_3 ストリッパーへ送られる。 NH_3 ストリッパー塔頂からの NH_3 含有蒸気は、フレア設備へ送られ燃焼される。

NH_3 ストリッパー塔底からガス、 H_2S 、 NH_3 が除去された排水が排出され、冷却後凝集加圧浮上分離工程へ送られる。

2) 凝集加圧浮上工程

(Figure 7.4.16参照)

この工程は、ガストリッピング工程で H_2S と NH_3 を除去されたプロセス廃水、プラント内で発生する含油排水を受け入れ、これらの中に微粒子の状態で含有されている油滴と懸濁物を除去するものである。

処理される水は、まず、含有成分の濃度を、次工程の生物処理に適したものに調整するため、冷却水システムからのブロー水の一部で薄められる。濃度を調整された廃水は通気器に供給され、空気が溶解した水を加えて、溶解した空気が気化し、浮上する際に油滴と懸濁物を捕獲し分離する。

3) 生物処理工程

(Figure 7.4.16参照)

この工程は、含有成分 (phenols その他) が適切な濃度に調整され、また凝集加圧浮上工程で処理された排水を受け入れる。この工程において、受け入れられた排水は、好気嫌気性微生物の働きによって、phenols、 NH_3 、 H_2S 、BOD、COD等が除去され、水質が改善される。この際、栄養剤として K_2HPO_4 と FeSO_4 を添加する。

4) 凝集沈澱分離工程

(Figure 7.4.16参照)

生物処理工程にて処理された排水は、溶存有機物が懸濁物に変わる。この工程は、生物処理工程で処理された排水を受け入れ、凝集剤を添加してフロックを形成させ、これに懸濁物を吸着させた後凝集沈澱槽に供給し、懸濁物を吸着したフロックを分離・除去し、処理水を得る。

5) 汚泥処理工程

(Figure 7.4.16参照)

上記各工程より排出される余剰汚泥は、濃縮槽にて濃縮した後、脱水機で水を分離する。脱水された汚泥は、ボイラの燃料である微粉炭に添加されて、ボイラにて焼却処分される。

脱水機で分離された水は、生物処理工程に戻されて再処理される。

(4) 冷却水設備

本設備は、プラントの必要な冷却水を冷却塔で冷却し、循環、使用するものである。

循環している冷却水の蒸発ロス、飛散ロス、及びブローダウンを補うため、補給水が供給される。補給水は、河川から取り入れ、一次処理された水である。

本設備は、冷却塔、冷却水循環ポンプ、腐食防止剤注入設備、缶石分散剤注入設備等から構成される。

本設備の概要は下記のとおりである。

冷却水循環量	5,500 t/h
冷却塔入口の冷却水温度	45 °C
冷却塔出口の冷却水温度	35 °C

(5) 消火設備

本設備は、水設備から水を受け入れる消火水タンク、化学薬品タンク、消火ポンプ及び配管等から構成される。

消火ポンプはモーター及びディーゼルエンジン駆動のものがある。消火水の使用により管内の水圧が下がると消火水ポンプは自動的に起動する。

消火水配管の水圧はジャッキポンプにより一定に保たれる。火災時には、この設備から供給される消火水と化学消火剤を使用して消火が行われる。

(6) 燃料設備

(Figure 7.4.17参照)

燃料設備は、燃料油システムと燃料ガスシステムから構成される。燃料油システムでは、プラントで生成する中質油と重質油を溜出燃料油タンクに受け入れ、主燃料としてプラントの加熱炉に燃料油を供給する。これらの溜出油が得られないスタートアップなどの運転においては、プラント外部から C重油を、C重油タンクに受け入れた後、補助燃料油として使用する。

燃料ガスシステムは、石炭の乾燥に用いる高温燃焼ガスを生成するために必要な燃料ガスと、各加熱炉とフレアースタックのパイロットバーナー

に必要な燃料ガスを供給する。燃料ガスシステムでは、水素分離設備において COG から水素を分離する際に生成するパーズガスとプラントで発生するガスを受け入れて、燃料ガスとして使用する。過剰となる燃料ガスは、プラント外のルールケラープラントに燃料ガス(COG return)として戻される。

水蒸気ボイラーへ供給される燃料炭に関しては、その受け入れ・微粉碎・供給などの設備が、蒸気供給設備に設置されるボイラーの設備の一部として設置される。

(7) 空気、窒素供給設備

(Figure 7.4.18参照)

プラント内で必要なプラント空気、窒素ガスは、プラント外部より全量受け入れて使用する。計装用空気はプラント内で調製される。緊急時運転の際計装用空気の供給を確保するため一定量を常時プラント内に貯めておくための計装空気ホルダーを設置する。窒素ガスは、プラント内で圧縮して使用するため、窒素ガスホルダーと窒素ガス圧縮器を設置する。窒素ガスは5Kg/cm²Gに圧縮された後、プラント内で次のような用途に用いられる。

- 1) 固液分離設備におけるフィルターからの残留濾液の排出とフィルターケーキの乾燥
- 2) 油タンクのプランケット
- 3) スタートアップとシャットダウンの際の系内パーズ

(8) フレアー設備

(Figure 7.4.19参照)

本設備は、プラントの緊急時運転等においてプラントから排出されるガス、蒸気、液、スラリーなどを受け入れて、安全に処理するものである。

本設備は、軽質ガス圧力リリーフ設備と重質ガス圧力リリーフ設備とこれらのリリーフ設備のノックアウトドラムで分離され排出されるガスと蒸気を安全な高さまで持ち上げて燃焼処理するフレアスタックから成り立っている。

ノックアウトドラムで分離された油等はフレーザーノックアウトドラムポンプで抜き取られスロップタンクに送られ、一時貯蔵され、その後プラント内で処理される。

(9) 熱媒油供給設備

熱媒油は高温流体の加熱及び冷却に用いられるとともに、SRCのような高軟化点流体のプロセス配管トレース用に使用される。

この設備の主要機器は、熱媒油加熱炉、熱媒油循環ポンプ、熱媒油タンク、熱媒油エキスパンションドラムなどである。

熱媒油の用途は下記のとおりである。

設備	用途
液化反応設備	熱交換器における冷却
蒸留設備	熱交換器における加熱と配管トレース
固液分離設備	熱交換器とタンクにおける加熱
SRC固化設備	タンク加熱と配管トレース

(10) フラッシングオイル供給設備

フラッシングオイルとしては比較的高沸点であり、清浄である循環溶剤が使用される。フラッシングオイルは、ポンプのシール部や計装機器の接合部等にフラッシュされ、これらを保護する。フラッシングオイルはフラッシングオイル循環ポンプにより昇圧された後、必要箇所に供給される。

(11) 連絡配管設備

(Figure 7.4.20参照)

COGや用役の受け入れ、払い出し及び副産物の払い出しに必要な配管を、プラントと既設設備との間に設置する。

(12) 電気設備

(Figure 7.4.21参照)

プラントで使用する電力は、プラント外より 6.6kV、50Hzの電力を 2系統で受電することにより賄う。

7.2.5で検討したように、プラントに受電できる電力は 1,500kW以下に抑えた。そのため、プラント内での電力消費量を節減するため 150kW以上の回転機の駆動機にはスチームタービンを使用する。したがって、プラントにおいては、150kW以上の大型電動機は用いられないため、6.6kVの電力の使用箇所はない。プラント内で主に使用される電力は415V及び240Vの電力であり、6.6kVからトランスフォーマーによって電圧を下げて得られる。これらの電力は、配電システムによって、電動機、供給器、照明器具等電力を必要とする箇所に送られる。

非常用電源供給系統は、常用電源の停電の際、直ちに、かつ自動的に 300KVAの非常用発電機が運転を開始し、プラントの安全な停止のために不可欠な電力を必要箇所に供給するシステムである。その際、必要となる非常用電力は、計装用電力 (AC 110V及びDC 110V)、電気盤操作用電力 (DC 110V)及び、運転を継続して行う必要のある機器の駆動用電力、照明用電力である。

電気系統の単線結線図は Figure 7.4.21に示すとおりである。

7.4.12 付帯設備

(1) 建設

プラント規模と人員の観点から各種設備を以下のように計画した。

1) 管理棟

管理棟は役員室、管理課、生産管理課、製造課、工務課を収容する。そのほかに電話交換室、会議室等が含まれる。建屋は鉄筋コンクリート構造で、2階建てであり空調設備付きである。

床面積は下記のとおりである。

1階	300 m ²
2階	300 m ²
<hr/>	
計	600 m ²

2) 更衣室

建屋は鉄骨構造の平屋建てとし床面積は 200m²である。

3) 倉庫（一般用倉庫及び化学薬品倉庫）

プラントで使用される予備品、化学薬品の保管と払い出しのために設置されているもので、一般用倉庫と化学薬品倉庫からなっている。一般用倉庫と化学薬品倉庫とも鉄骨構造、平屋建てで、床面積は下記のとおりである。

一般用倉庫	430m ²
化学薬品倉庫	300m ²

4) 分析棟

分析棟はプラントの運転管理と品質管理に必要な各種の分析・試験・測定機器装置が設置される。鉄筋コンクリート構造・平屋建て、床面積 200m² とし、空調設備付きとする。

5) コントロールルーム

プラント運転の集中管理はこのコントロールルームで行う。コントロールルームは鉄筋コンクリート構造・平屋建て、床面積 300m²とし、空調設備付きとする。

7.5 物質収支・熱収支（基本ケース）

7.5.1 物質収支

プラントの全体の物質収支はFigure 7.5.1に示してある。

原料・副原料 (COG) 及び製品 SRC、副製品の液化油（軽質油-1及び-2、中質油、重質油）と生成ガス及び水素分離設備で生成するパージガスについて受入、生成、消費、払出しの量をまとめると以下のようなになる。単位を t/yとkg/hとした両ケースについて示す。

(1) 単位： t/y

	受入量 t/y	生成量 t/y	plant内 消費量 t/y	plant外 払出し量 t/y
Raw coal	188,353	0	188,353	0
COG	104,544	0	104,544	0
SRC	0	112,063	0	112,063
Lt. distillate-1	0	3,262	0	3,262
Lt. distillate-2	0	2,669	0	2,669
Md. distillate	0	9,266	8,316	950
Hy. distillate	0	16,740	16,740	0
Produced gases (含Butane)	0	13,290	515	12,775
Purge gases	0	97,060	3,786	93,274

(2) 単位 : kg/h

	受入量 kg/h	生成量 kg/h	plant内 消費量 kg/h	plant外 払出し量 kg/h
Raw coal	23,782	0	23,782	0
COG	13,200	0	13,200	0
SRC	0	14,149	0	14,149
Lt. distillate-1	0	412	0	412
Lt. distillate-2	0	337	0	337
Md. distillate	0	1,170	1,050	120
Hy. distillate	0	2,114	2,114	0
Produced gases (含Butane)	0	1,678	65	1,613
Purge gases	0	12,255	478	11,777

middle distillateの大部分とheavy distillateの全量はプラント内で燃料油として消費される。またproduced gasesと purge gasesの一部はプラント内で燃料ガスとして消費される。

7.5.2 熱収支

プラントの全体の熱収支をFigure 7.5.2に示してある。

7.6 副原料と用役と薬品の消費量（基本ケース）

プラントの運転に必要な副原料、用役及び薬品の各消費量は次の如く推定される。

7.6.1 副原料消費量

COG 23,120 Nm³/h

7.6.2 用役消費量

通常運転時及びスタートアップ時の用役消費量は Table 7.6.1のとおりである。

7.6.3 化学品消費量

プラントに必要な化学薬品は Table 7.6.2のとおりである。

7.7 建設予定地における利用可能な原料・用役・付帯設備

RSPとの打ち合わせにおいて下記が決められた。

7.7.1 サイトの選定

SRC実証プラントのサイト候補地として、MECON及びRSPは第1回現地調査(1990)において工場敷地内に次の4ヶ所を提示した。

- Location-I 副産物処理工場のBサイト近く
- Location-II リッチガスホルダーの近く
- Location-III 近代化計画予定地の肥料プラント寄り
- Location-IV 副産物処理工場の近くの原料置き場

詳細は第6章のFigure 6.2.2に示す。

しかし、1991年の第2回現地調査において打ち合わせの結果、Location-IIとこの南側に隣接する敷地、合計約800,000m²を選択し設計を進めることになった。詳細は第6章のFigure 6.2.2を参照されたい。

7.7.2 石炭の受け入れ、粉砕、輸送設備

Location-Iの場合のみ既存の設備の利用が可能。

7.7.3 水素ガス

肥料工場からのアンモニア製造用の水素ガスは利用できない。

水素含有ガスとしてCOG 15,000Nm³/hrが300mmWCの圧力で使用できる。ただし、エネルギーロス5%以内にとどめて、300mmVCの圧力でガスを返還しなければならない。

注) 物質収支の結果 23,120Nm³/hrを必要とし、水素分離設備からのパージガス及びSRCプラントの生成ガスを戻すことでカロリーロスは2.4%である。

7.7.4 副生油の処理

SRCプラントの副生油（軽質油-1、軽質油-2、中質油）は一部 RSPの副生油処理プラントで処理できる。全量は処理できない。

注) 中・重質油は大部分を燃料として利用する。軽質油-1と軽質油-2は RSPのコールタール蒸油設備等で処理することを予定する。

7.7.5 残渣の処理

RSPは動力プラントで SRCの残渣を燃焼させることを検討する。

注) Filter cakeは約2,190kcal/kgの低位発熱量を持ち一日43トン位である。

7.7.6 排水処理

SRCプラントは独立した排水処理設備を持つ。

7.7.7 蒸気

圧力 57kg/cm²Gの蒸気を最大 10t/h RSPより供給を受ける。

7.7.8 電力

電圧 6.6kV又は440Vで RSPより必要量の電力の供給を受ける。

7.7.9 用水

1次処理済みの河川水200t/hを RSPより供給を受ける。

7.7.10 その他の付帯設備

分析、保守、厚生等の施設及びサービスはできる限り RSPのものを利用する。

7.8 機器リスト (基本ケース)

Area 100(Coal Preparation Area-Coal Storage Crushing & Drying Section)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
----------	---------	------------	---------

BA101	Air Heater	1	
-------	------------	---	--

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
----------	---------	------------	---------

EA101	Gas Cooler	1	
-------	------------	---	--

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
----------	---------	------------	---------

FD101	Coal Cyclone	1	
-------	--------------	---	--

FD102	Coal Filter	1	
-------	-------------	---	--

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
----------	---------	------------	---------

FE101	Coal Silo	1	
-------	-----------	---	--

FE102AB	Coal Surge Bin	1+1	
---------	----------------	-----	--

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
----------	---------	------------	---------

FH101AB	Raw Coal Crusher	1+1	
---------	------------------	-----	--

FH102AB	Coal Mill	1+1	
---------	-----------	-----	--

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GB101	Gas Rycycle Fan	1	
GB102	Combustion Air Fan	1	
GB103	Fuel Gas Booster	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JD101	No.1 Belt Conveyor	1	
JD102	No.2 Belt Conveyor	1	
JD103	No.3 Belt Conveyor	1	
JD104	No.4 Belt Conveyor	1	
JD105	No.5 Belt Conveyor	1	
JD106	No.6 Belt Conveyor	1	
JD107	No.7 Belt Conveyor	1	
JD108	No.8 Belt Conveyor	1	
JD109	Bucket Conveyor	1	
JD110	No.9 Belt Conveyor	1	
JD111	Flow Conveyor	1	
JD112	No.10 Belt Conveyor	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JF101	No.1 Coal Feeder	1	
JF102	No.2 Coal Feeder	1	
JF103AB	No.3 Coal Feeder	1+1	
JF104	No.4 Coal Feeder	1	
JF105	No.5 Coal Feeder	1	
JF106	No.6 Coal Feeder	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
MG101	Magnet Separator	1	

Area 100(Coal Preparation Area-Catalyst Pulverizing Section)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FD161	Catalyst Cyclone	1	
FD162	Catalyst Filter	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FE161	Catalyst Hopper	1	
FE162	Catalyst Silo	1	
FE163	Catalyst Surge Bin	1	
FE164	Catalyst Bin	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FH161AB	Catalyst Pulverizer	1+1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GB161	Induced Fan	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JD161	Belt Conveyor	1	
JD162	Flow Conveyor	1	
JD163	Belt Conveyor	1	
JD164	Belt Conveyor	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JF161	Vibration Feeder	1	
JF162	Vibration Feeder	1	
JF163	Rotary Feeder	1	
JF164	Screw Coal Feeder	1	

Area 100(Coal Preparation Area-Promoter Section)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EAI71	Gas Heater	1	
EAI72	Gas Cooler	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FD171	Promotor Filter	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FE171	Promotor Silo	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FF171	Dryer	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FH171	Atomizer	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JD171	Belt Conveyor	1	
JD172	Flow Conveyor	1	
JD173	Belt Conveyor	1	
JD174	Belt Conveyor	1	
JD175	Flow Conveyor	1	
JD176	Belt Conveyor	1	
JD177	Screw Conveyor	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GB171	Drying Air Fan	1	
GB172	Induced Fan	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JF171	Table Feeder	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
KD171	Sulfur Crusher	1	

Area 200(Coal Dissolving Area)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
BA201	Dissolver Charge Heater	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
DA201	Water Wash Tower	1	
DA202	Acid Gas Absorber	1	
DA203	Acid Gas Stripper	1	
DC201	Dissolver	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA201	Hydrogen Preheater	1	
EA202	Dissolver Effluent Separator OVHD Condenser	1	
EA203	1st HP Separator OVHD Condenser No.1	1	
EA204	2nd HP Separator OVHD Condenser	1	
EA205	Quench Oil Cooler No.2	1	
EA206	Letdown Vessel OVHD Cooler	1	
EA207	1st Low Pressure Separator OVHD Cooler No.2	1	
EA208	Off Gas Compressor Discharge Cooler	1	
EA209	Acid Gas Absorber Circulation Cooler	1	
EA210	Acid Gas Stripper Reboiler	1	
EA211	Acid Gas Stripper OVHD Condenser	1	

EA212	Filter Feed Slurry Cooling Oil Cooler No.2	1
EC201	1st HP Separator OVHD Condenser No.2	1
EC203	Quench Oil Cooler No.1	1
EC204	1st Low Pressure Separator OVHD Cooler No.1	1
EC205	Filter Feed Slurry Cooling Oil Cooler No.1	1

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FA201	Slurry Preparation Tank	1	
FA202	Slurry Charge Tank	1	
FA203	Dissolver Effluent Separator	1	
FA204	1st HP Separator	1	
FA205	2nd HP Separator	1	
FA206	2nd HP Separator Bottom Flush Drum	1	
FA207	Water Wash Tower Bottom Decanter	1	
FA208	Letdown Vessel	1	
FA209	1st LP Separator	1	
FA210	2nd LP Separator	1	
FA211	LP Off Gas Compressor Suction Drum	1	
FA212	LP Off Gas Compressor Surge Drum	1	
FA213	Acid Gas Stripper Reflux Drum	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GA201AB	Slurry Circulation Pump	1+1	
GA202AB	Slurry Feed Pump	1+1	
GA203A-C	Dissolver Charge Pump	2+1	
GA204AB	Dissolver Effluent Quench Oil No.1 Circulation Pump	1+1	
GA205AB	Dissolver Effluent Quench Oil No.2 Circulation Pump	1+1	
GA206AB	Water Wash Tower Circulation Pump	1+1	
GA207AB	Acid Gas Absorber Lean Solution Pump	1+1	
GA208AB	Acid Gas Stripper Reflux Pump	1+1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GB201AB	Low Pressure Off Gas Compressor	1+1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GD201	Slurry Preparation Tank Mixer	1	
GD202	Slurry Charge Tank Mixer	1	

Area 300(Hydrogen Recovery and Purification Area)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
CA301	Hydrogen Purification Unit	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
DA301	Butane Scrubber	1	
DA302	Butane Recovery Column	1	
DA303	DEA Absorber	1	
DA304	DEA Regenerator	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA301	Butane Scrubber Feed Precooler	1	
EA302	Butane Recovery Column Feed/ Draw Off Heat Exchanger	1	
EA303	Butane Recovery Column Condenser	1	
EA304	Butane Recovery Column Reboiler	1	
EA305	Butane Scrubber Feed/Effluent Heat Exchanger	1	
EA306	DEA Absorber Lean Solution Cooler	1	
EA307	DEA Regenerator Reboiler	1	
EA308	DEA Regenerator OVHD Condenser	1	
EA309	DEA Regenerator Feed/Bottom Heat Exchanger	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FA301	Butane Scrubber Bottom Flash Drum	1	

FA302	Butane Recovery Column Reflux Drum	1
FA303	DEA Absorber Bottom Flash Drum	1
FA304	DEA regenerator OVHD Accumlator	1
FB301	DEA Solution Tank	1

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GA301AB	Butane Circulation Pump	1+1	
GA302AB	High Pressure DEA Pump	1+1	
GB301AB	Recycle Hydrogen Compressor	1+1	

Area 400(Fractionation Area)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
BA401	Vacuum Charge Heater	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
CF401	Vacuum Unit No.1	1	
CF402	Vacuum Unit No.2	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
DA401	Light End Column	1	
DA402	Wash Solvent Column	1	
DA403	Debutanizer	1	
DA404	Light Distillate Column	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA401	Light End Column Condenser No.2	1	
EA402	Light End Column Reboiler	1	
EA403	Wash Solvent Column Reboiler	1	
EA404	Wash Solvent Feed Heater	1	
EA406	Debutanizer Condenser	1	
EA407	Debutanizer Reboiler	1	
EA409	Recycle Solvent Cooler No.2	1	
EA410	Vacuum Flash Drum OVHD Condenser	1	
EA411	Middle Distillate Product Cooler	1	
EA412	Butane Vaporizer	1	
EA413	Light Distillate Column Condenser	1	

EA414	Light Distillate Column Reboiler	1
EA415	Light Distillate-2 Product Cooler	1

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EC401	Light End Column Condenser No.1	1	
EC402	Wash Solvent Column Condenser	1	
EC403	Recycle Solvent Cooler No.1	1	
EC404	Vacuum Flash Condensate Cooler	1	
EC405	Recycle Solvent Dump Cooler	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FA402	Light End Column Reflux Drum	1	
FA403	Wash Solvent Column Reflux Drum	1	
FA404	Debutanizer OVHD Drum	1	
FA405	Vacuum Flash Drum	1	
FA406	Vacuum Flash No.1 Condensate Drum	1	
FA407	Vacuum Flash No.2 Condensate Drum	1	
FA408	Recycle Solvent Surge Drum	1	
FA409	Light Distillate Column OVHD Drum	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FB401	Recycle Solvent Dump Tank	1	
FB402	Butane Tank	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GA401AB	Light End Column Bottom Circulation Pump	1+1	
GA402AB	Light End Column Reflux Pump	1+1	
GA403AB	Wash Solvent Column Bottom Circulation Pump	1+1	
GA404AB	Wash Solvent Pump	1+1	
GA405AB	Debutanizer Distillate Pump	1+1	
GA406AB	Vacuum Flash Charge Pump	1+1	
GA407AB	Vacuum Flash No.1 Condensate Pump	1+1	
GA408AB	Vacuum Flash No.2 Condensate Pump	1+1	
GA409AB	Recycle Solvent Pump	1+1	
GA410AB	Butane Make-up Pump	1+1	
GA411AB	SRC Circulation Pump	1+1	
GA412AB	Light Distillate Column Bottom Pump	1+1	
GA413AB	Light Distillate Column Reflux Pump	1+1	

Area 500(Solid/Liquid Separation Area)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
CF501	Vacuum Unit	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA501	N ₂ Gas Heater	1	
EA502	Recovered Oil Condenser	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FA501	Centrifuge Feed Tank	1	
FA502	Filter Aid Tank	1	
FA503	Filter Aid Charge Tank	1	
FA504	Slurry Tank	1	
FA505	Wash Solvent Tank	1	
FA506	Centrifuge Effluent Tank	1	
FA507	Oil Separator	1	
FA508	Recovered Oil Tank	1	
FA509	Water Surge Tank	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FD502A-C	Funda Filter	3	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GA501A-F	Centrifuge Feed Pump	5+1	
GA502AB	Filter Aid Pump	1+1	
GA503AB	Filter Aid Charge Pump	1+1	

GA504A-C	Slurry Pump	3
GA505AB	Wash Solvent Pump	1+1
GA506AB	Recovered Oil Pump	1+1

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GD501	Centrifuge Feed Tank Agitator	1	
GD502	Filter Aid Tank Mixer	1	
GD503AB	Filter Aid Charge Tank Mixer	1	
GD504	Slurry Tank Agitator	1	
GD505	Wash Solvent Tank Agitator	1	
GD506	Centrifuge Effluent Tank Agitator	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GE 501A-F	Centrifuge	5+1	

Area 600(SRC Solidification Area)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
AD601	Sump Pit	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA601	SRC Cooler	1	
EA602	Hot Oil Cooler	1	
EA603	Water Cooler	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FA601	SRC Storage Tank	1	
FA602	Hot Oil Tank	1	
FA603	Solidification Water Tank	1	
FA604	Lower Bath	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FD601	Thickener	1	
FD602	Centrifuge	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GA601AB	SRC Feed Pump	1+1	
GA602AB	Hot Oil Circulation Pump	1+1	
GA603AB	Recycle Water Pump	1+1	
GA604	Sludge Pump	1	
GA605	Pit Pump	1	
GA606	Recovery Water Pump	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
JD601	Screw Conveyor	1	
JD602	Relay Conveyor	1	
JD603	Overhead Conveyor	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
KA601	Solidifier	1	

Area 700(Hydrogen Separation Unit)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
DA701A-D	PSA Adsorber Unit	4	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GB701	COG Compressor	1	
GB702AB	Make-up Hydrogen Compressor	1+1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA701	COG Compressor After Cooler	1	
EA702	Make-up Hydrogen After Cooler	1	
EA703	Surface Condenser	1	

Area 800(Sulfur Recovery Unit)

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
DA801	H ₂ S Absorber	1	
DA802	Oxidation Column	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
EA801	Oxidation Column Feed Heater	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FA801	Gathering Tank	1	
FA802	NaOH Tank	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FB801	Catalyst Tank		
FB802	NaOH Tank		

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
FD801	Filter Press	1	

Item No.	Service	Req' d No.	Remarks
GA801AB	H ₂ S Absorber Bottom Pump	1+1	
GA802AB	Filter Press Feed Pump	1+1	
GA803AB	Catalyst Pump	1+1	
GA804AB	NaOH Pump	1+1	

7.9 実証プラントの概略配置図

基本ケースの概略配置図をFigure 7.9.1に示す。実証プラントのプラントサイトとして必要な面積は約110,000m²と推定される。

7.10 SRC実証プラントの設計及び建設に関わるコストデータ

SRC実証プラントの設計及び建設の際、インド国内で調達する予定の主な建設用材料の価格及び工事従事者の給料について、第一回現地調査団は Table7.10.1及び Table7.10.2 のとおりMECONより聴取した。

建築用材料については、セメント、砂利等の土木資材、鉄パイプ、アングル、鉄板等のストラクチャー、機器サポート用鋼材、足場用材、工事用燃料、溶接用ガス等を含んでいる。これらは政府企業が買い付ける場合の価格で、1990年第 3四半期におけるものである。

工事従事者の給料については、熟練度に応じて 4クラスに分けて示す。

現地工事費の推算に当り、この Tableに取り上げていない材料については、手持ち資料を使用した。

7.11 実証プラントの建設

本章においては、実証プラントの設計・調達・建設の実施計画、そのための組織、工数計画について説明する。

7.11.1 プラント建設の基本方針

この実証プラントのプロジェクトにおいては、プラントの全体投資コストを低く抑え、かつできるだけ外貨分を小さくし、国産分を大きくとることが重要である。そのため、日本のコントラクターの役務とインド外からの機器・資材の調達を少なくすること、一方、インドのエンジニアリング会社の活用による、インド国内での役務の増加及びインドの機器・資材の調達の増加を本建設計画の基本方針としている。また、本プラントの建設は、主請負業者（プライム・コントラクター）によるランプサム契約で行われることを前提として計画されている。

7.11.2 プラント建設のプロジェクト組織

プラント建設の基本方針に則り、プラント建設組織を下記のように設定した。全体の組織をFigure 7.11.1に、客先の組織をFigure 7.11.2に、プライム・コントラクター側組織をFigure 7.11.3に、またインドコントラクター側組織をFigure 7.11.4に各々示されている。

プロジェクトの全体の指揮はプラント発注企業体の general manager によって行われる。プラントの建設を請負うプライム・コントラクター側の仕事は、contractor general managerの指揮のもとに行われる。プライム・コントラクターはSRC process licensorが作成する基本設計に基づきフロントエンドエンジニアリングを日本で実施し、基本設計/フロントエンドエンジニアリングの設計資料をまとめる。このdesign packageにはプラントのすべての機器についての物質収支、熱収支、概念システム設計、基本エンジニアリング資料が含まれる。このdesign packageはインドのエンジニアリング企業を想定したインド国内コントラクターに渡される。国内コントラクターはこのdesign packageに基づき詳細設計、インド機器・資材の調達、建設作業を実施する。インドで調達できないものは、プライム・コントラクターが日本又は海外諸国から調達しインドに搬入する。

7.11.3 プラント建設に必要な人員

建設に必要な人員をFigure7.11.5に示す。必要工数は、累計で約 718,700人・日と推定される。

7.12 実証プラントの運転

7.12.1 プラント運転の組織と要員

全体プラントの運転に必要な組織と要員は Table7.12.1に示す。

7.12.2 試運転及び初期運転

(1) 試運転前準備

全ての装置は試運転開始前までに下記の準備を完了しておくことが必要である。

- 1) 全てのプロセス及び用役設備は試運転前に準備を完了していること。
- 2) 定常運転時と同じ運転員の配置が完了していること。
- 3) 装置、機器メーカーの専門技術者が必要に応じて配置されていること。

(2) 試運転及び初期運転

最初に用役・補助設備の運転を開始し運転を安定化させる。その後、順次各プロセス設備は溶剤を用いた昇温のための準備運転に入る。各プロセス設備及び用役・補助設備が所定の温度・圧力で異常なく運転されていることを確認した後、石炭スラリーの供給を開始し、順次各プロセスを定常運転に設定していく。

この試運転開始時の運転手順は、プラント全停止後の常温からの運転再開時の運転にも適用される。

(3) 定常運転

定常運転に入った後、安定した定常運転を継続して維持することは、製品の品質、収率を安定させ、プラントの生産性を向上させるために非常に重要なことである。したがって、定常運転において重要なことは、各プロセス設備及び用役・補助設備の定常状態の範囲を確実に把握しておき、運

転状態の変動に対してすばやく異常の有無を判断し、問題点を早期発見し、そしてその異常状態又は問題点を速やかに改善し、事故や運転停止に至ることを防止することである。そのためには下記のことが必要となる。

- 1) プロセスと装置を継続監視すること。
- 2) 長期運転状態（温度、圧力、組成、流量、収率など）を長期にわたりプロットすること。

定常運転と変動運転時の長期データを把握・解析しておくことにより、異常を早期に感知し、事故や運転停止の予防処置や改善処置を速やかにとることが可能となる。

(4) 正常運転停止

運転停止に際しては安全の維持が重要である。不注意な運転停止は人と装置の損傷を招くことになる。運転停止の操作・手順は注意深く実施する必要がある。

もう一つの重要な注意点は機器及び配管のコーキングである。これは、運転停止後、装置及び配管内に固液混合状態のスラリーが残り、温度やその他の状態が変化すると、スラリーが固化ないし固着する現象である。したがって、運転停止操作手順の中で決められるフラッシング操作は確実に実施されることが必要である。

正常停止運転の操作手順は下記のように行われる。

- 1) 石炭の供給を停止する。スラリー供給タンクの液面が低下したら循環溶剤のみの供給に切り替える。これは液化反応設備やその他の設備のフラッシング操作となる。上記操作においてスラリー予熱炉の温度調節が行われる。
- 2) 液化反応設備と蒸留設備から固体をできるだけ系外に払い出す。このため流体がスラリーから溶剤に切り替わってからしばらくの間、水素の供給は継続し、その状態での運転を継続する。その間、液化反応設備と蒸留設備の加熱炉の温度の調節が必要である。

- 3) 液化反応設備と固液分離設備から固体が取り除かれたら、ディゾルバーエフルエントセパレーター (FA203)からの排出先をレットダウンベッセル (FA208)からスロップタンクに切り替える。その後、加熱炉温度を下げ、水素供給を止め、系内の圧力を徐々に下げていく。
- 4) 系内の水素を窒素ガスで置き換えるため、系内のガスをフレア設備に導きながら系内に窒素ガスを吹き込む。
- 5) 液化反応設備からほかの設備に接続されている配管の内部を完全に洗浄する。保守点検が必要な場合は溶剤洗浄後溶剤を抜き取り、水蒸気を吹き込み配管内を掃除する。
- 6) 規定される運転停止操作に従って、そのほかのプロセス設備と用役・補助設備の運転を順次停止する。

7.13 プラントの建設・操業の全体スケジュール

7.11に示した建設計画及び7.12で示した運転計画に基づき作業が進められた場合のプラントの建設・操業の全体スケジュールは、Figure7.13.1に示すようになると推定される。

主要な activitiesの期間は下記のとおりと推定される。

Licenser's work	4 months
Basic engineering (Front-end engineering)	11 months
Detailed engineering	19 months
Piping work	10 months
Mechanical Completion	39 months after the contract effective date
Commissioning	2 months
Test run	2 months
Start of commercial operation	43 months after the contract effective date

7.14 全建設コスト (基本ケース)

7.11及び7.13に示した建設計画に基づき、7.4に規定する実証プラントの全プラント建設費を推定した。

7.14.1 積算基準

プラント建設費の推定は下記の基準に基づいて行った。

- 見積り日: 1991年 6月19日
- 交換レート: 1991年 6月19日付 1ルピー = 7.14円
- エスカレーション: 考慮しない
- 調達区分: 原則として、下記の機器は海外調達と想定している。
 - ・ High pressure vessels
 - ・ High pressure heat exchangers
 - ・ Stainless steel and alloy vessels
 - ・ Stainless steel and alloy heat exchangers
 - ・ Stainless steel and alloy piping materials
 - ・ Air fin coolers
 - ・ Steam turbines
 - ・ Process compressors
 - ・ Slurry pumps
 - ・ Chemical pumps (Special type)
 - ・ Centrifuge system of the solid/liquid separation area
 - ・ Filter system of the solid/liquid separation area
 - ・ PSA unit
 - ・ Takahax unit
 - ・ Flare stack burner
- Taxes: 考慮しない
- Split of works: 下記の様に想定している。

- (1) ライセンサー : 基本設計、プロセス機器に関する訓練、プラント試運転指導
- (2) プライム・コントラクター: プロジェクトマネジメント、フロントエンドエンジニアリング (基本設計と詳細設計の中間の基本エンジニアリング業務)、海外調達、海外調達機器に関する訓練、試運転支援
- (3) ローカルコントラクター : インド国内作業のプロジェクトマネジメント、詳細設計、客先による輸入許可取得支援、海外調達機器の国内輸送、国内調達、建設、国内調達機器に関する訓練、試運転支援

7.14.2 プラント建設コスト見積

Assam炭の装入量500t/d (乾炭ベース) の SRCプラントの1991年 6月19日現在の建設費は、Table7.14.1 TOTAL PLANT COST ESTIMATION SUMMARY、Table7.14.2 EQUIPMENT AND MATERIALS COST OF PROCESS AREAS及びTable7.14.3 EQUIPMENT AND MATERIALS COST OF UTILITY AND SUPPORTING FACILITIESのとおりである。Table中の各項目の概要を次に述べる。

(1) 機器及び資材費

機器及び資材費は、主要設備・用役設備・補助設備用の機器・資材費である。この項目には土木・建築用の資材費は含まれない。

機器及び資材費として計上した価格の内、外貨部分は輸入品で、調達国の輸出港における FOB価格を計上し、内貨部分は国内調達品でルールケラー製鉄所着の価格を計上した。なお、内貨部分には、物品税、及び売上税を、まだ含んでいない。

予備品費は建設工事が完了し、商業運転開始後約 2年間の商業運転を支援なく行うために必要と思われる予備品をコンサルタントの経験を元にしてリストアップし、価格を計上した。

予備品の価格の見積条件は、機器・資材と同じで、輸入品は FOB価格、国内調達品はルールケラー製鉄所着の価格を計上した。

予備品の見積の結果、予備品費の機器・資材費に対する割合は約 7%を占める。

(2) 組立て・据付工事費

機器の組立て・据付け、配管・電気・計装・保温・塗装工事等に要する工事費を、国内コントラクターによる請負工事費として見積り、全額内貨部分に計上した。

工事費中には工事に従事する現地労務者の労務費、建設機械費、現地諸保険料、及び国内コントラクターの諸経費、その他工事に必要な費用はすべて含んでいる。

現地労務者の見積所要工数は約 338,700人・日 (Figure7.11.5参照)、である。

(3) 土木・建築工事

建設工事中の土木・建築工事に要する工事費を、国内コントラクターによる請負工事費として見積った。

なお、土木・建築工事用資材はすべて国内で調達が可能と思われるのでほかの費用も含め全額、内貨部分に計上した。

工事費中には資材費、工事に従事する現地労務者の労務費、建設機械費、現地諸保険料、及び国内コントラクターの諸経費、その他工事に必要な費用は全て含んでいる。

現地労務者の見積所要工数は約 380,000人・日 (Figure7.11.5参照)、である。

主要土木・建築工事は次のとおり。

- 1) SRCプラント全敷地の整地作業
- 2) 道路、排水溝、側溝、その他の布設工事
- 3) 機器用鉄骨構造物の建設工事

- 4) 機器用鉄筋コンクリート基礎の製作工事
- 5) 付帯設備（管理棟・更衣室・倉庫・分析室・コントロールルーム、各1棟、延べ床面積2030m²）の建設工事（7.4.12項参照）

(4) 海上輸送費及び保険料

この項には海上輸送費、海上保険料、及び組立保険料を含んでいる。

輸入機器・資材の調達国は日本・ヨーロッパ・米国などと予測されるが、当見積では、輸入品はすべて日本から輸出されるものとして、海上輸送費及び海上保険料を見積もった。輸入品は日本から輸出され、カルカッタ港で陸揚げされるものとする。

組立保険はプラント機材をサイトに搬入した後、引き渡しまでの間に予想される、設計製作の欠陥、組立作業の欠陥、その他の事故を補填するためのもので、保険対象額はコンサルタントの経験にもとずいて定め、組立保険料を求めた。

海上輸送費、海上保険料及び組立保険料は全額、外貨部分に計上した。

(5) 現地陸揚げ費用及び現地輸送費

輸入機材のカルカッタ港での陸揚げに要する費用、即ち、現地陸揚げ費用には、港湾使用料・通関手数料・飲料水費用・貨物取扱費（機材の陸揚げ費・横持ち費）、及び一時保管料等が含まれる。

現地輸送費はカルカッタ港からルールケラー製鉄所までの輸送費を計上した。カルカッタ港からルールケラー製鉄所までの鉄道距離は415Kmである。輸入機材はトラック、トレーラーなどで輸送される。

現地陸揚げ費用及び現地輸送費は全額、内貨として計上した。

(6) 間接現場経費

間接現場経費には次の費用が含まれる。

- 1) 現場事務所・仮設作業場（溶接・配管等）・仮設倉庫・労務者用キャンプ等の仮設建家の建設費
- 2) 仮設建家用家具・備品費
- 3) 仮設建家までの水・電気等の用役設備の敷設費
- 4) 現場事務所で働く事務員・タイピスト等の人件費、消耗品費、などを含む現場事務所経費
- 5) 建設機械用燃料代
- 6) プライム・コントラクターが派遣する管理・監督・技術者の現地滞在費（宿泊費・現地手当）・現地交通費・等
- 7) 通信費その他の諸雑費

間接現場経費は全額内貨部分に計上した。

なお、仮設建家の敷地は無償で貸与されるものとし、また、現場事務所、仮設工作場、労務者キャンプ等で使用される電気・水等の用役は、ルーラー製鉄所から無償で供給されるものとし、建設予算には計上していない。

(7) 特許料

SRCプロセス使用に対する対価であり、全外貨として計上した。

(8) 基本設計料

ライセンサーが行う基本設計に対する対価で、全額外貨として計上した。尚、ライセンサーが行うプラントの試運転操縦の対価は、ここに含まれている。

(9) エンジニアリング・サービス料

プライム・コントラクター及び国内コントラクターが提供する技術サービスのために必要なサービス料で、次の費用が含まれる。

- 1) 設計料・エンジニアリング料
- 2) 機器材料の調達費
- 3) 主要機器のメーカー工場での立会検査費
- 4) 機器の取扱説明書その他の書類作成費

プライム・コントラクターが提供する技術サービスは、主に日本で行われるので、この費用は外貨として計上した。また、国内コントラクターが提供する技術サービスの費用は、内貨として計上した。

(10) プロジェクト・マネージメント

プライム・コントラクター及び国内コントラクターが建設工事の管理・監督・技術指導等プロジェクト・マネージメント、その他を行うために必要な費用で、次の費用が含まれる。

- 1) プライム・コントラクター、国内コントラクターの管理・監督・技術指導者のフィー
元請業者の組織・人員はFigure7.11.3参照
国内コントラクターの組織・人員はFigure7.11.4参照
- 2) 主要機器の据付け・芯出し・試運転を指導するためプライム・コントラクター、国内コントラクターが派遣する専門業者（メーカーの専門技術指導者）のフィー
- 3) 海外より派遣される管理・監督・技術者の国際航空運賃

プライム・コントラクターが派遣する専門業者の現地派遣者は日本人を予定している。

プロジェクト・マネージメント予算のうち、日本人のフィー及び国際航空運賃は外貨部分に計上し、現地人のフィーは内貨部分に計上した。

プライム・コントラクター・国内コントラクター・専門業者・国内専門業者の現地派遣者は、建設工事・試運転の管理・指導を行うほか SRC工場の従業員に技術教育・訓練を実施する。

(11) フィジカル・コンティンジェンシー

今回の概要調査においては、設計・積算を厳密に行っていないため、予想される誤差に対して下記のコンティンジェンシーを考慮することとした。

機器・資材費	:	10%
組立・据付工事費	:	10%
土木・建築工事費	:	15%
その他	:	0%

上記の方法によって算出されたフィジカル・コンティンジェンシーは全建設費に対して9.2%に相違する。

7.15 代案ケースの検討

7.15.1 代案ケースの説明

調査団は第3次訪印の際、洗炭によって灰分を下げた脱灰 Assam炭と脱灰 Samla炭を 50:50の混合比で使用した場合の検討をインド側から要請された。この要請に基づき代案ケースのプロセス的検討を以下に行った。

7.15.2 代案ケースのプロセス構成

代案ケースのプロセス構成のうち主要な事項を以下に説明する。以下で説明していない項目については 7.4章に記載されている基本ケースの内容と同一である。

(1) プラント処理能力（原料処理能力）

脱灰 Assam炭 250トン/日（乾炭ベース）と脱灰 Samla炭 250トン/日（乾炭ベース）の混合炭

(2) 年間稼働日数

330日（基本ケースと同一）

(3) 原料炭

設計ベースの脱灰 Assam炭と脱灰 Samla炭の分析値は以下の通りとした。

	脱灰 Assam炭	脱灰 Samla炭
Total moisture on raw coal basis, wt%	8.3	16.1
Surface moisture on raw coal basis, wt%	6.0	6.0
Inherent moisture on raw coal basis, wt%	2.3	10.1
Volatile Matter on dry coal basis, wt%	42.8	39.5
Fixed Carbon on dry coal basis, wt%	54.7	51.5
Ash on dry coal basis, wt%	2.5	9.0

(4) 反応

1) 液化反応器出口の運転条件

基本ケースと同一

2) 触媒と助触媒

基本ケースと同一

3) 化学水素消費量

Assam炭 : 2.7 wt% of feed coal (d. a. f. basis)

Samla炭 : 3.0 wt% of feed coal (d. a. f. basis)

4) 収率

	wt% on coal (d. a. f. basis)	
	Washed Assam Coal	Washed Samla Coal
Methane	2.9	2.5
Ethane	1.4	1.5
Propane	1.0	0.7
Butane	0.4	0.3
Carbon Monoxide	0.6	0.5
Carbon Dioxide	1.2	1.7
Ammonia	0.1	0.0
Hydrogen Sulfide	0.3	0.1
Water	3.4	5.5
Light Distillate-1	2.1	1.4
Light Distillate-2	1.7	1.2
Middle Distillate	6.9	4.7
Heavy Distillate	11.6	7.9
SRC	68.2	55.9
IOM	0.9	19.1
Total	102.7	103.0

(5) 製品

1) Products Slate (dry basis)

Light Distillate-1 (C5-180°C)	346 kg/h
Light Distillate-2 (180-200°C)	286 kg/h
Middle Distillate (200-250°C)	780 kg/h
Heavy Distillate (250-450°C)	1566 kg/h
SRC (450°C+)	13612 kg/h

2) 製品仕様

代案ケースにおけるlight distillate-1、light distillate-2、middle distillate、heavy distillate製品仕様は、各々基本ケースの各留分の製品仕様と同一とした。

代案ケースの SRCの製品仕様は下記の通りである。

① 全 SRCの組成

<u>Component</u>	<u>wt%</u>
Net SRC (excluding solids)	89.3
Total solids	10.7
Ash	(4.4)
Catalyst	(0.7)
IOM	(5.6)

② 全 SRC

Softening Point 160°C

③ Net SRC (固形物を除く成分) の性状

Boiling Point Range 450°C+

Ultimate Analysis (wt%)

Carbon	88.1
Hydrogen	5.7
Nitrogen	2.2
Sulfur	0.9
Oxygen	3.0
Proximate Analysis (wt%)	
Volatile Matter	34.7
Fixed Carbon	65.3
Specific Gravity (at 20°C)	1.27

3) 副産物仕様

① Filter Cake

Form	Powder
Composition	<u>wt%</u>
Solids	77.0
Oil	21.1
SRC	1.9

7.15.3 代案ケースの物資収支

原料、副原料 (COG)、製品 SRC、副製品の液化油(light distillate-1、light distillate-2、middle distillate、heavy distillate)、生成ガス及びバージガスについて受入れ、生成、消費、払出しの量をまとめると以下ようになる。単位をトン/年とkg/hとした両ケースについてます。

(1) 単位： t/y

	Intake	Production	Consumption	Output
		in Plant	in Plant	Out of Plant
	<u>t/y</u>	<u>t/y</u>	<u>t/y</u>	<u>t/y</u>
Wa. Assam Raw Coal	89,970	0	89,970	0
Wa. Samla Raw Coal	98,330	0	98,330	0
COG	109,280	0	109,280	0
SRC	0	107,800	0	107,800
Lt.distillate-1	0	2,740	0	2,740

Lt. distillate-2	0	2,270	0	2,270
Md. distillate	0	6,020	6,020	0
Hy. distillate	0	12,400	12,400	0
Produced gases (including butane)	0	12,600	480	12,120
Purge gases	0	101,450	3,860	97,590

(2) 単位 : kg/h

	Intake	Production	Consumption	Output
	kg/h	in Plant	in Plant	Out of Plant
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
Wa. Assam Raw Coal	11,360	0	11,360	0
Wa. Samla Raw Coal	12,420	0	12,420	0
COG	13,800	0	13,800	0
SRC	0	13,610	0	13,610
Lt. distillate-1	0	346	0	346
Lt. distillate-2	0	286	0	286
Md. distillate	0	760	760	0
Hy. distillate	0	1,566	1,566	0
Produced gases (including butane)	0	1,591	61	1,530
Purge gases	0	12,810	490	12,320

7.15.4 代案ケースの副原料と用役と化学薬品の消費量

(1) 副原料消費量

COG 24,170 Nm³/h

(2) 用役消費量

代案ケースの用役消費量は下記の通りである。

Bunker C Fuel Oil

Normal Operation 756 kg/h

Start-up Operation 3,700 kg/h

bunker C fuel oil以外の用役の消費量は基本ケースと値と同一である。
それらは Table 7.6.1に示されている。

(3) 化学品消費量

代案ケースの化学薬品の消費量は下記の通りである。

Liquefaction Promotor	171 kg/h
Filter Aid	10.9 t/d

liquefaction promotorとfilter aid以外の化学薬品の消費量は基本ケースの値と同一である。それらの値は Table 7.6.2に示されている。

7.15.5 代案ケースの残渣排出量

固液分離設備から約 85t/dの filter cakeが排出される。

(注) Filter cakeの低位発熱量は約3790 kcal/kgである。

7.15.6 代案ケースの全建設費

代案ケースのプラントの全建設費は次のように推定される。

Plant construction cost
Case-II (Assam+Samla)

Area and Items	Foreign C. (million yen)	Local C. (100 thousand Rs)
Plant area #100	0	2,136
Plant area #200	2,568	1,391
Plant area #300	668	774
Plant area #400	190	1,053
Plant area #500	2,726	1,510
Plant area #600	29	334
Plant area #700	1,338	570

Plant area #800	139	0
<u>Process plant total</u>	<u>7,658</u>	<u>7,768</u>
Plant area #1000	43	3,888
Plant area #1100	0	25
Plant area #1200	55	148
Plant area #1300	21	202
Plant area #1400	0	205
Plant area #1500	0	56
Plant area #1600	19	145
Plant area #1700	52	80
Plant area #1900	0	211
Plant area #1950	0	13
Plant area #1980	0	421
Plant area #1990	31	123
<u>Utility plant total</u>	<u>221</u>	<u>5,517</u>
<u>Plant total</u>	<u>7,879</u>	<u>13,285</u>
--Additional facilities		
Railway siding	0	34
<u>Coal washing unit</u>	<u>0</u>	<u>150</u>
Ground total	7,879	13,469

7.16 Samlaケースの検討

第6章で述べたように、SRC原料炭として Samla炭を使用することは、Assam炭を使用する場合に較べて製品収率の点で不利である。しかし、Samla炭はインド東部の主要炭田で産し、Rourkela製鉄所に近いので供給面で有利な要素も有する。従って、Samla炭を単独で使用するケースについて、参考として行う財務分析の基礎となる主要なプロセスデータを以下に推定した。

7.16.1 主要プロセスデータ

(1) プラント能力と年間稼働日数

プラント能力は 500トン/日 (乾炭ベース)、年間稼働日数は 330日/年とした。これ等はいずれも基本ケースと同じである。

(2) 原料炭

原料炭は脱灰 (洗炭) しない Samla炭を用いることとし、その分析値は以下の通りとした。

Total Moisture	17.4 wt% (raw coal basis)
Surface Moisture	7.5 wt% (raw coal basis)
Inherent Moisture	9.9 wt% (raw coal basis)
Volatile Matter	34.6 wt% (dry coal basis)
Fixed Carbon	51.6 wt% (dry coal basis)
Ash	13.8 wt% (dry coal basis)

(3) 製品生産速度 (dry base)

Light Distillate-1 (C ₅ -180°C)	98 kg/h
Light Distillate-2 (180-200°C)	81 kg/h
Middle Distillate (200-250°C)	293 kg/h
Heavy Distillate (250-450°C)	529 kg/h
SRC (450°C+)	10,185 kg/h

(4) 物質収支

Item	Intake	Production	Consumption	Output
	t/y	in plant t/y	in plant t/y	out of plant t/y
Raw coal	199,758	0	199,758	0
SRC	0	80,669	0	80,669
Light distillate (1 and 2)	0	1,484	1,484	0
Middle distillate	0	2,318	2,318	0
Heavy distillate	0	4,189	4,189	0
COG	94,530	0	94,530	0
Produced gases	0	13,087	515	12,572
Purge gases	0	87,763	3,786	83,977
Residue (Filter Cake)	0	78,701	46,533	32,168

(5) 用役消費量

全て基本ケースと同じとみなす。

(6) 化学品消費量

Filter Aid 30.8 t/d

その他の項目は基本ケースと同じとみなす。

(7) 燃料バランス

副生する light, middle, heavy distillatesの全量と filter cake (residue)の一部はプラント内で消費される。

Filter Cakeの低位発熱量は約3450 kcal/kgで、基本ケースの場合より、IOMが多いため高くなる。

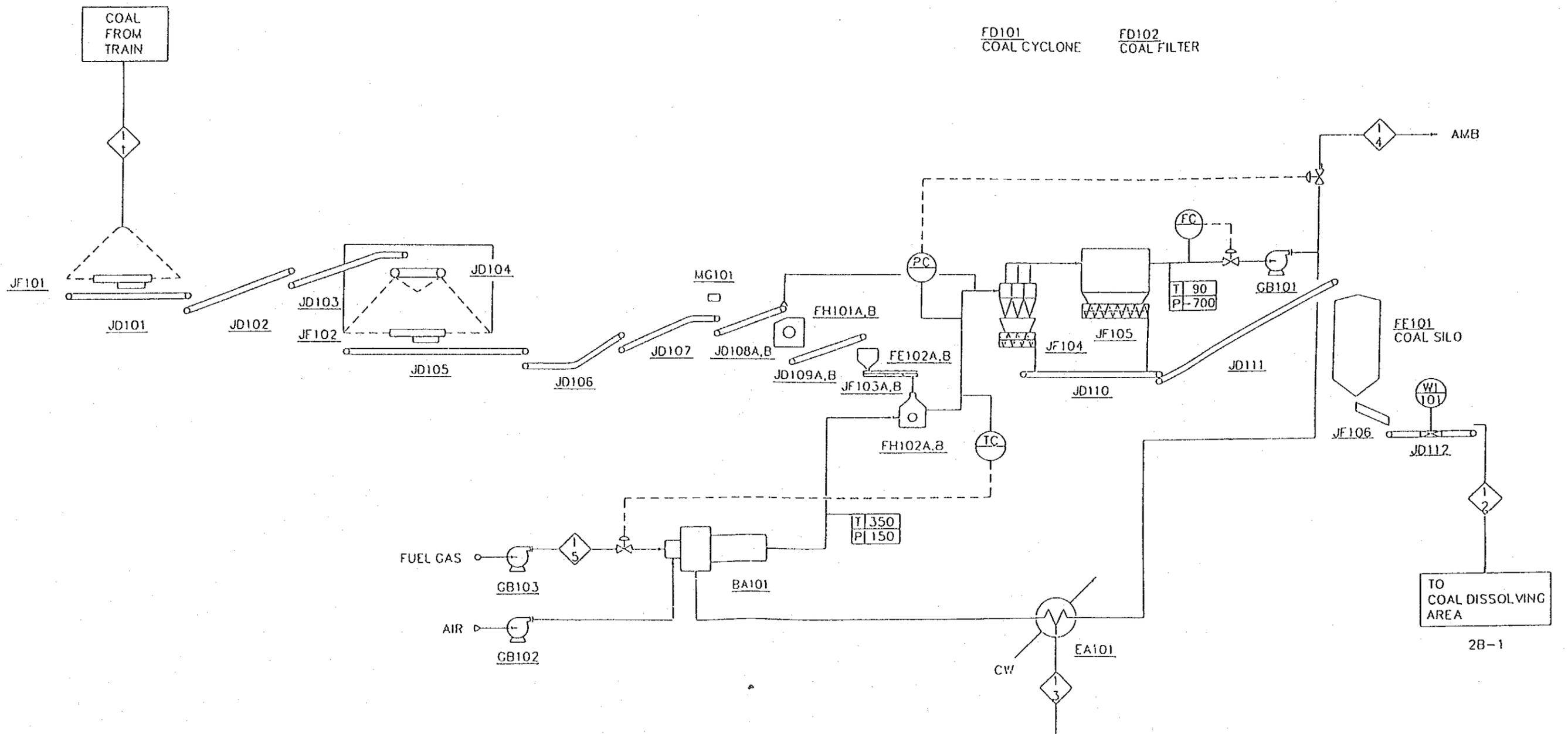
(8) プラント建設費

プラント建設費は次のように推定される。

Plant construction cost

Case-S (Samla)

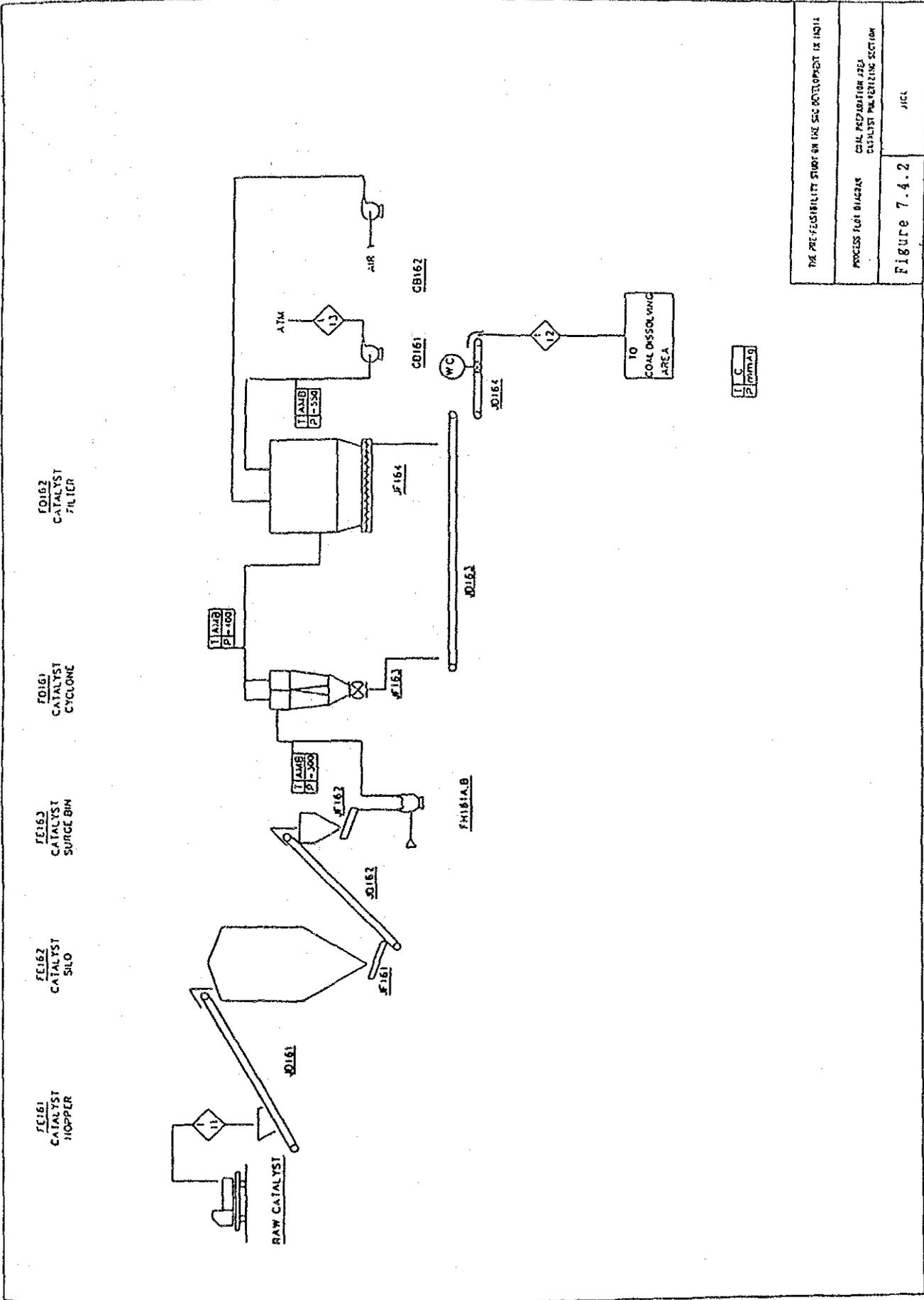
Area and Items	Foreign C. (million yen)	Local C. (100 thousand Rs)
Plant area #100	0	2,241
Plant area #200	2,733	1,480
Plant area #300	623	721
Plant area #400	218	1,211
Plant area #500	4,415	2,591
Plant area #600	24	273
Plant area #700	1,211	516
Plant area #800	142	0
Process plant total	9,367	9,033
Plant area #1000	43	3,888
Plant area #1100	0	25
Plant area #1200	55	148
Plant area #1300	21	202
Plant area #1400	0	205
Plant area #1500	0	56
Plant area #1600	19	145
Plant area #1700	52	80
Plant area #1900	0	211
Plant area #1950	0	13
Plant area #1980	0	421
Plant area #1990	31	123
Utility plant total	221	5,517
Plant total	9,588	14,550
--Additional facilities		
Railway siding	0	34
Ground total	9,588	14,584



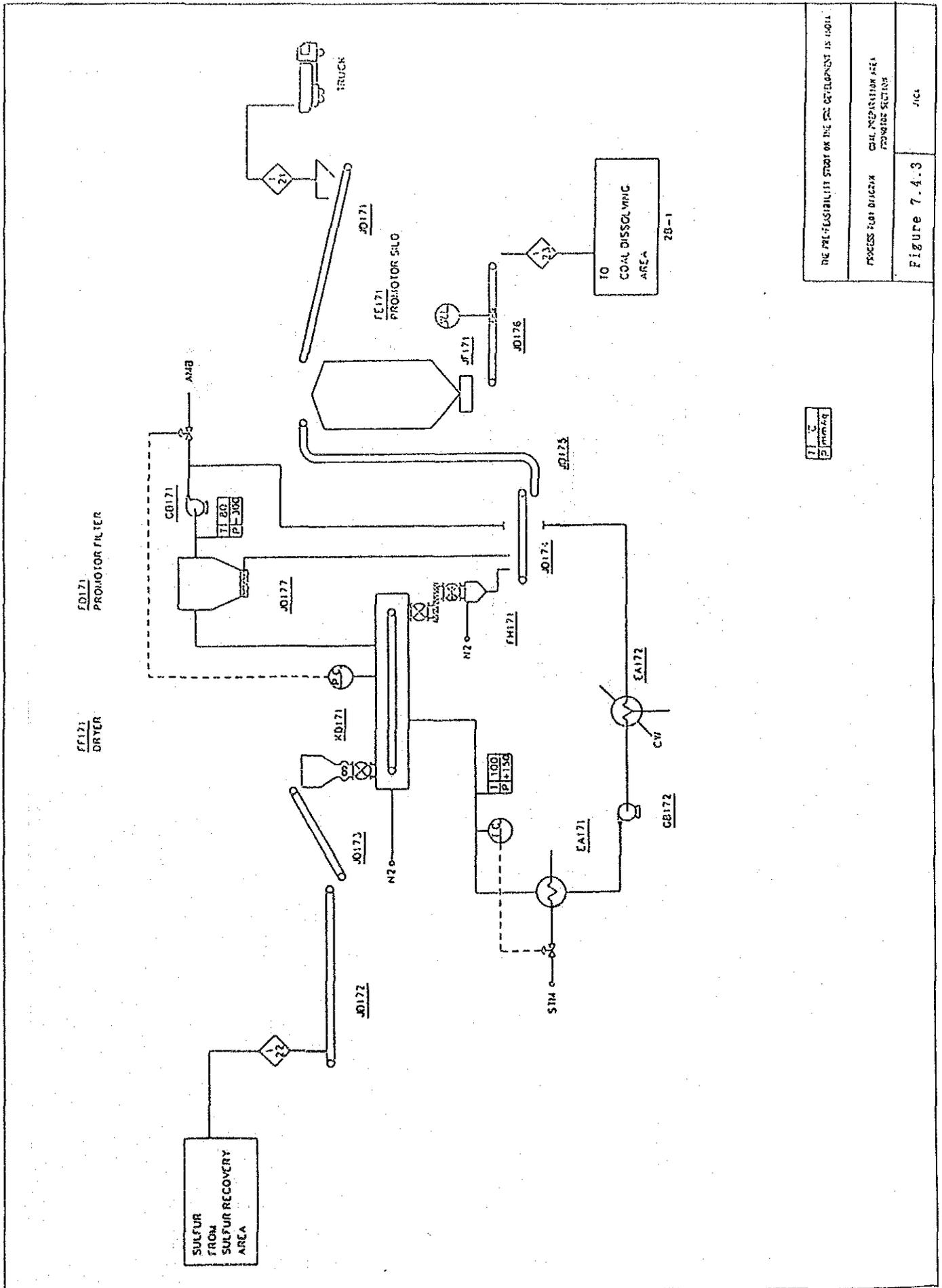
THE PRE-FEASIBILITY STUDY ON THE SRC DEVELOPMENT IN INDIA

PROCESS FLOW DIAGRAM COAL PREPARATION AREA
COAL STORAGE, CRUSHING & DRYING SECTION

Figure 7.4.1 JICA

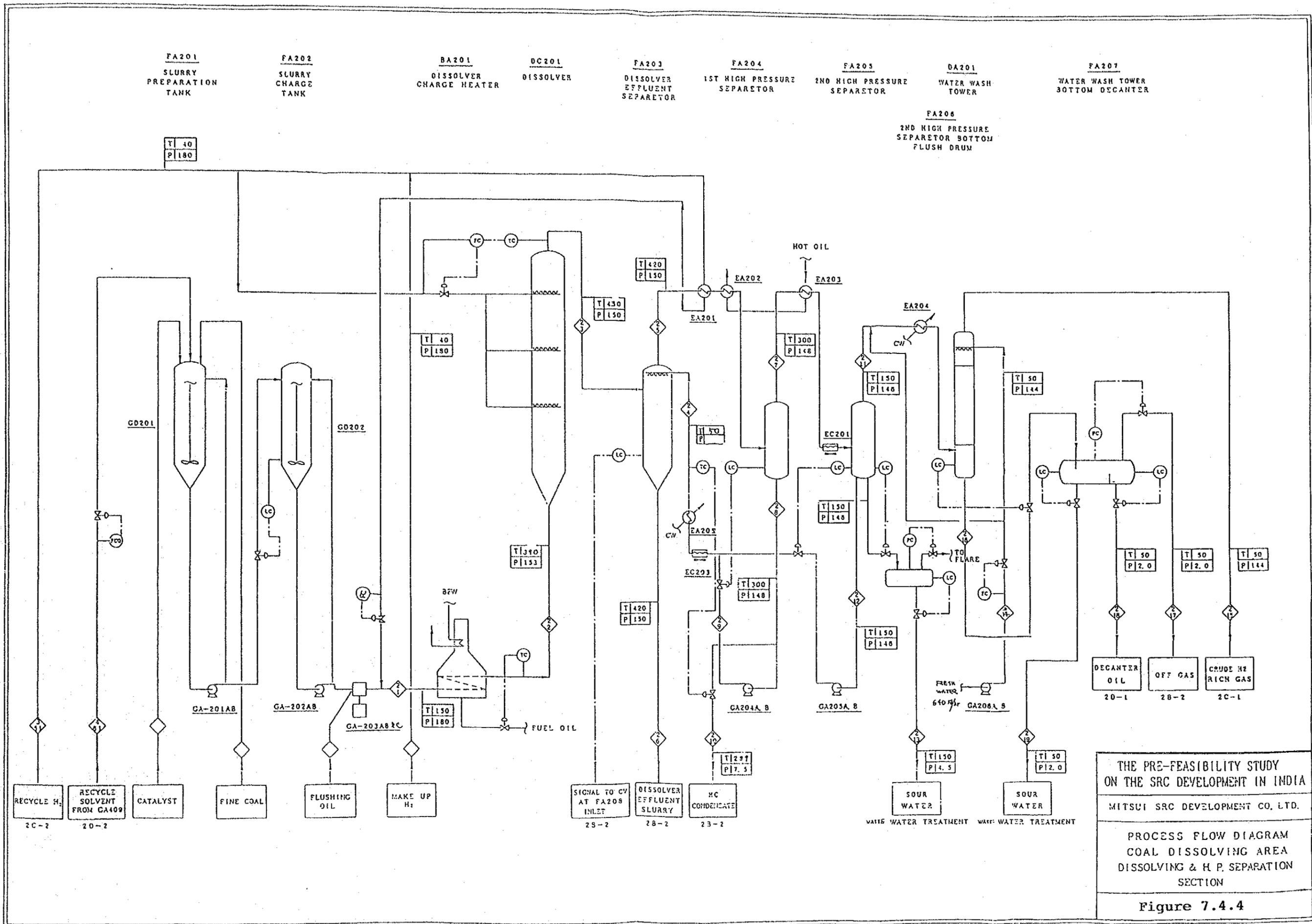


THE PRE-FEASIBILITY STUDY ON THE SUD DEVELOPMENT OF INDIA
 PROCESS FLOW DIAGRAM
 COAL PREPARATION AREA
 CATALYST PREPARATION SECTION
 Figure 7.4.2
 JICA



THE FEASIBILITY STUDY ON THE DEVELOPMENT IS UNDER
 PROCESS FLOW DIAGRAM COAL PREPARATION AREA
 PROMOTOR SECTION
 Figure 7.4.3 JICA

7/2/90



THE PRE-FEASIBILITY STUDY
ON THE SRC DEVELOPMENT IN INDIA
MITSUI SRC DEVELOPMENT CO. LTD.
PROCESS FLOW DIAGRAM
COAL DISSOLVING AREA
DISSOLVING & H. P. SEPARATION
SECTION
Figure 7.4.4

FA208
LETDOWN VESSEL

FA209
1ST LOW PRESSURE
SEPARATOR

FA210
2ND LOW PRESSURE
SEPARATOR

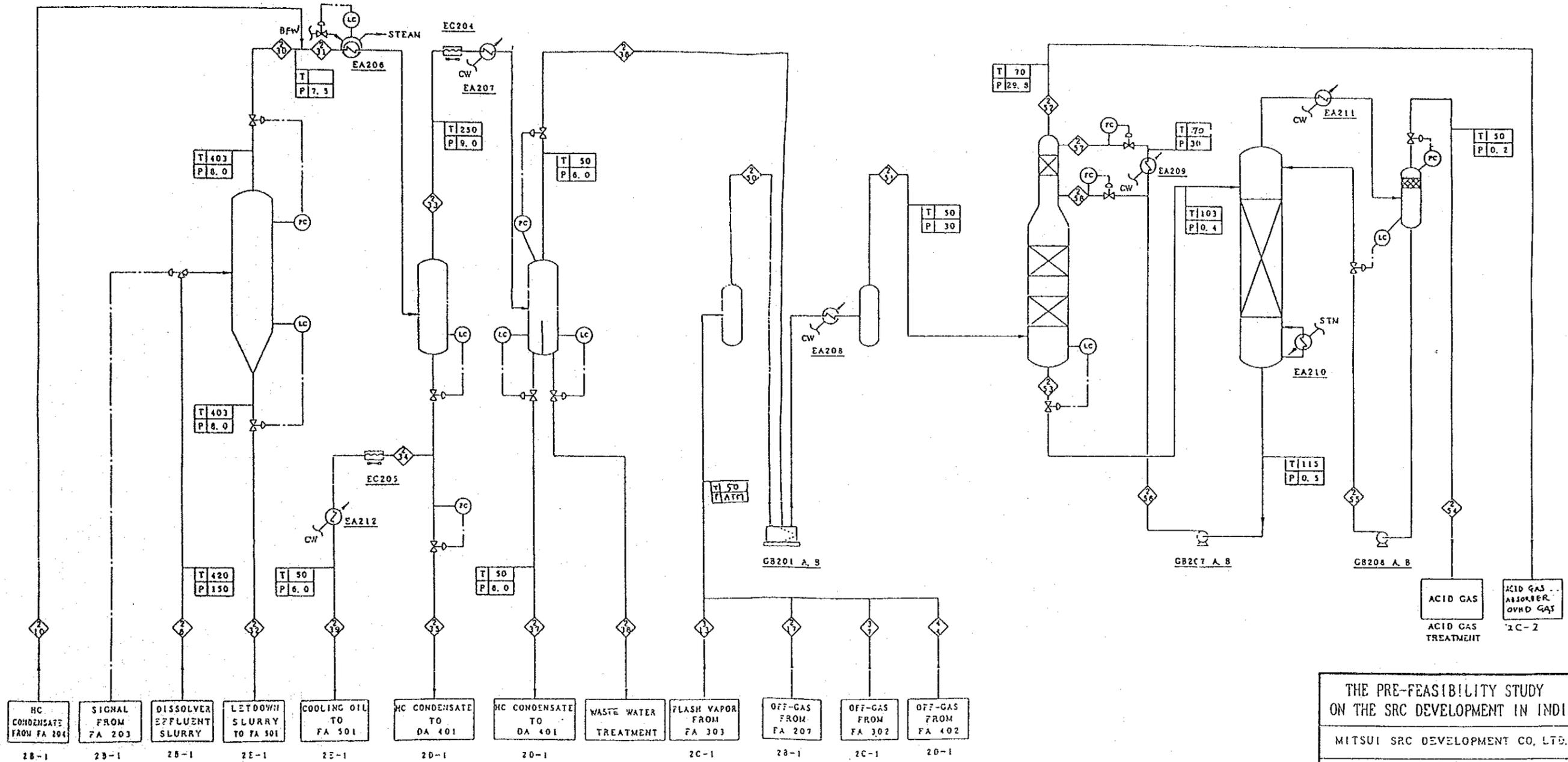
FA211
LOW PRESSURE
OFF-GAS COMPRESSOR
SUCTION DRUM

FA212
LOW PRESSURE
OFF-GAS COMPRESSOR
SURGE DRUM

DA202
ACID GAS
ABSORBER

DA203
ACID GAS
STRIPPER

FA213
ACID GAS
STRIPPER REFLEX
DRUM



THE PRE-FEASIBILITY STUDY
ON THE SRC DEVELOPMENT IN INDIA

MITSUI SRC DEVELOPMENT CO. LTD.

PROCESS FLOW DIAGRAM
COAL DISSOLVING AREA
L.P. SEPARATION SECTION

Figure 7.4.5

DA301
BUTANE SCRUBBER

FA301
BUTANE SCRUBBER
BOTTOM FLASH DRUM

DA302
BUTANE RECOVERY
COLUMN

FA302
BUTANE RECOVERY
COLUMN
REFLUX DRUM

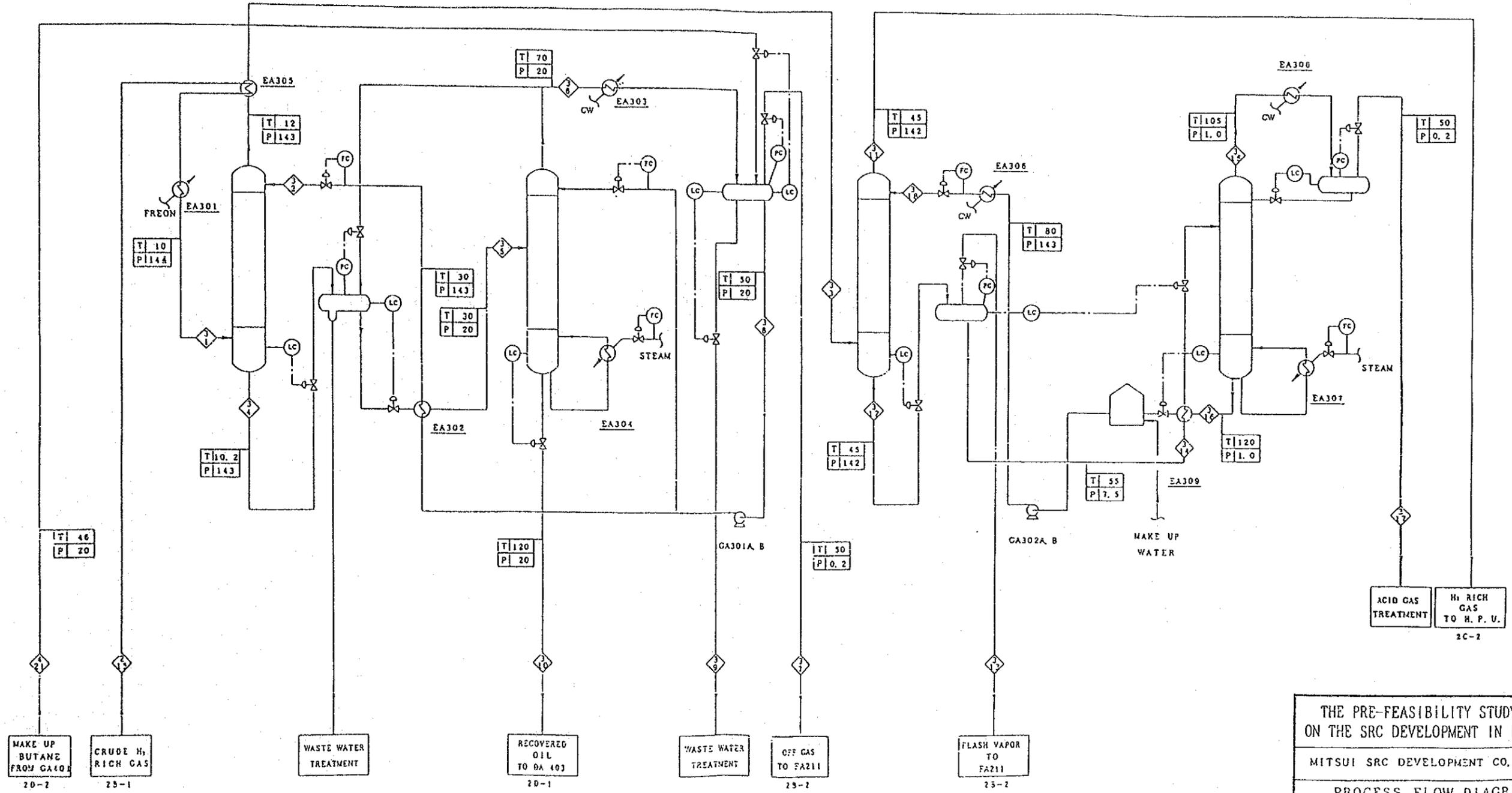
DA303
DEA ABSORBER

FA303
DEA ABSORBER
BOTTOM FLASH DRUM

FB301
DEA SOLUTION
TANK

DA304
DEA
REGENERATOR

FA304
DEA REGENERATOR
OVHD
ACCUMULATOR



THE PRE-FEASIBILITY STUDY
ON THE SRC DEVELOPMENT IN INDIA
MITSUBI SRC DEVELOPMENT CO. LTD.
PROCESS FLOW DIAGRAM
HYDROGEN RECOVERY AND
PURIFICATION AREA
GAS WASHING SECTION
Figure 7.4.6