

3.2 既設第一原油蒸留装置のシミュレーション

既設第一原油蒸留装置を診断するためには、既設装置にウラル原油を通油し、設計どおり運転される場合の運転条件を知ることが必要である。

この目的のため、コンピューター・シミュレーション・プログラム「プロセス」に1993年11月26日に採取された流量、温度、圧力、製品の分析結果のような実際の運転データ（以後、「運転データ」という）を入力して、シミュレーション・モデルを作成した。

現在稼働している装置の多くは、「プロセス」を使用して設計され、稼働している。「プロセス」は、現在、800を越える世界中のユーザーの250以上のコンピューターに備えつけられている。

3.2.1 既設第一原油蒸留装置のシミュレーションの目的

シミュレーション作成の目的は次のとおり。

- (1) 第一原油蒸留装置の運転状況を診断するため。
- (2) 近代化後に適用される新しい条件を入力して近代化後のシミュレーション・モデルを作成するため。

3.2.2 既設第一原油蒸留装置のシミュレーションの作成

(1) シミュレーション・モデル作成に使用されるデータ

既設第一原油蒸留装置のシミュレーション・モデル作成に際し、次のデータが使用された。

- 1) P&IDよりPFDを作成（図3.1-1参照）
- 2) ウラル原油の性状（表3.2-1、表3.2-2を参照されたい）。
- 3) 現在適用されている製品性状規格（表3.2-3参照）
- 4) 機器データ（表3.2-4参照）

(2) 前提条件

このシミュレーションを作成するために、次のような前提条件を置いた。

- 1) 概念設計に使用される原油は、表3.2-1と表3.2-2に示すような性状を有するウラル原油が100%使用されるものとする。
- 2) 既設設備および機材に劣化は無いものとする。即ち、既設設備および機材は、その設計条件で健全に操業可能であるものとする。
- 3) 修正「運転データ」

原則として、「運転データ」はそのままシミュレーション・プログラムに入力される。しかしながら、3.3.2で記述したようにすべてのデータは再検討され、その幾つかについて矛盾が見出された。

運転データに矛盾があるところでは、以下に解説するようにシミュレーション・モデルから得られたデータを使用した。(番号については、図3.3-1を参照されたい。)

(a) PIとEh-1の間にある熱交換器の出入口温度

- * シミュレーション・プログラムに入力したデータ
 - 温度 : PI吐出温度 (NO.1)
 - Eh-1入口温度 (NO.5とNO.7)
 - 加熱側流体のシェル入口温度
 - 流量 : シェル側の加熱側流体
- * シミュレーション・プログラムから得られたデータ
 - 熱交換器の総括伝熱係数
 - 加熱側流体のシェル出口温度

(b) Eh-2とW-1の間にある熱交換器の出入口温度

- * シミュレーション・プログラムに入力したデータ
 - 温度 : Eh-2出口温度 (NO.12)
 - W-1入口温度 (NO.18とNO.29)
 - 加熱側流体のシェル入口温度
 - 流量 : シェル側の加熱側流体

- * シミュレーション・プログラムから得られたデータ
 - 熱交換器の総括伝熱係数
 - 加熱側流体のシェル出口温度

(c) 冷却器の出入口温度

冷却器Ch-1とCh-7の出入口温度に矛盾がある（出口温度が入口温度より高い）。

概念設計のために、出口温度は現実のデータを採用し、入口温度はシミュレーション・モデルから得られたデータを採用した。

(d) W-1とW-2の塔底油の蒸留試験値

W-1とW-2の塔底油の蒸留試験値から判断すると、試験方法が同じならば、この2つの塔底油は殆ど同じ性状を有することになる。このようなことは、プロセス上あり得ない。

W-2塔底油の蒸留はASTM D1160の10mmlgでの試験値であり、一方、W-1塔底油の蒸留はASTM D1160の760mmlgでの試験値のように思われたので、そのようにシミュレーション・プログラムに入力された。その結果、シミュレーションから得られた中間製品の蒸留性状が、実際の蒸留性状に良く合致した。

従って、W-2塔底油の蒸留試験値は、ASTM D1160の10mmlgでの試験値としてシミュレーション・プログラムでは取り扱った。

W-1とW-2の塔底油は両方とも、ASTM D1160の10mmlgで得られた蒸留試験値であること、適切にサンプリングする個所が無い為、塔底油の油面計のドレンバルブから両塔底油ともサンプリングされたことを第3次現地調査でPPSAが報告した。

基本設計開始前に、正しい採取場所で両塔底油のサンプルを採り、再度シミュレーションを実施すべきである。

(e) W-1塔底油の流量

W-1からW-2への塔底油の流量は運転データでは230t/hであり、物質収支から得られた数値は247.36t/hである。

シミュレーションでは、物質収支上から得られた数値(247.36t/h)を採用した。

(4) 仮定したデータ

1993年11月26日の「運転データ」には、記録されていないものがある。シミュレーション・プログラムへの入力が必要であるため、次のように仮定して入力した。

(a) W-7塔底温度

W-7塔底温度は、シミュレーション・モデルから得られた340℃と仮定した。

(b) 減圧蒸留塔塔底油 (VR) の払出し温度

VRの払出し温度を燃料油ブレンド用とし、130℃とした。

(c) Wm-14, Wm-4.4, Wm-3.3の総括伝熱係数(U値)

1993年11月26日には、これらの熱交換器には通油されていないので、U値を求めることが出来ない。251×10³J/m²・h・℃と仮定した。

(d) VRの針入度

VRの針入度については、明確な数値が報告されていない(表3.3-7の5.7.6項参照)。

従って、W-7からのVR収率を現在と近代化後では同一とした。即ち、VRの針入度は現状と同一であり、現状と同じようにVRの針入度は、アスファルト製造装置で調整されるものとした。

3.2.3 既設第一原油蒸留装置のシミュレーション・モデル作成の手順

既設第一蒸留装置のシミュレーション・モデル作成は次の手順で実施された。

(1) W-1, W-2, W-7の理論段数の計算

W-1, W-2, W-7の理論段数は、シミュレーション・プログラムからの製品性状が1993年11月26日に得られた分析データと同じになるまでシミュレーションが行われることによって、計算された。

(2) 熱交換器の総括伝熱係数 (U値)

運転データに矛盾があるので、すべての運転データを使って熱交換器の U 値を計算することは出来ない。従って、3.2.2 に述べられたような運転データが使用された。ランダウン温度については、運転データの温度を使用した。

3.2.4 シミュレーションの結果

シミュレーションの結果は、表3.2-5に示す。

3.2.5 シミュレーション結果の評価

シミュレーションの結果をここで評価する。

(1) W-1 (予備蒸留塔) 塔頂部の圧力

運転データには、W-1 塔頂部の圧力に関して、Od-1 の圧力が W-1 塔頂の圧力より高いという矛盾がある。

W-1 塔頂部の圧力のシミュレーションのため、つぎの運転データが使用された。

- * A10 留分の流量
- * W-1 塔頂温度
- * Od-1 温度

シミュレーションの結果を表3.2-6に示す。シミュレーションのほうは、W-1 と Od-1 に圧力の逆転がなく現実性があるように見える。

表 3.2-6 COMPARISON OF THE DATA AND SIMULATED VALUE FOR W-1 OVERHEAD

	The DATA (MPa)	Simulated Value (MPa)
Od-1	0.29	0.17
W-1 Top	0.28	0.24
W-1 Bottom	0.37	0.25

(2) W-2 (常圧蒸留塔) 塔頂部の圧力

運転データには、W-2塔頂部の圧力について矛盾がある。

運転データのように、Od-2 (W-2塔頂受槽) の温度が70℃、圧力が、0.0 MPaならば、A11のすべてが蒸発しOd-2の圧力を制御することは出来ない。

従って、シミュレーションで得られた現実的な0.04MPaをPd-2の圧力と仮定した。

表3.2-7に運転データとシミュレーションで得られた値を提示する。A11の性状から判断すると、シミュレーションで得られた値のほうが現実的である。

表 3.2-7 COMPARISON OF THE DATA AND ESTIMATED VALUES
FOR W-2 OVERHEAD

	The DATA (MPa)	Simulated Value (MPa)
Od-2	0.0	0.04
W-2 Top	0.014	0.051
W-2 Bottom	0.071	0.07

1994年6月30日、Od-2の圧力は、0.03MPaであった。1993年11月26日のデータと運転条件が違うので単純に比較することは出来ない(1994年の5・6月に第一原油蒸留装置は定期修理のため停止されていた)。

この圧力は、冷却水温度に大きく影響されると考えられる。

(3) Pc-1 (常圧蒸留装置加熱炉) 出口温度

1) 運転データとシミュレーション結果の相違

運転データによれば、Pc-1出口温度は 330℃であった。しかしながら、シミュレーションで得られた320℃のほうが、以下の理由により現実的である。

(a) A16と常圧蒸留塔塔底油 (AR) とのギャップ (3.5.1参照)

表3.2-8にA16とARのギャップを示す。

表 3.2-8 SIMULATED GAP BETWEEN A16 AND AR

Pc-1 Outlet Temp.	320°C	330°C
Gap	-53°C	-22°C

表3.2-8に示す-22°Cのギャップは、現実性がない。

- (b) 更に、Pc-1出口温度320°Cでのシミュレーションによる A16の95%点とARの5%の
ほうが実際の分析値に近い。

2) 温度計のチェック

Pc-1出口温度は、加熱炉の熱負荷、即ち、第一原油蒸留装置の処理量に影響を与えるため、非常に重要である（表3.2-9参照）。

従って、この温度計のチェックをすることが望ましい。

第2次現地調査で、この温度計がチェックされたがその結果は、次のとおりであった。

(a) 計器の精度

PPSAは、温度計の精度のチェックを実施した。温度計の誤差は、1°C以内であった。

(b) 記録紙のチェック

Pc-1出口温度が記録されている1993年11月26日の記録紙をPPSAとJICAチームがチェックした。

その結果、Pc-1出口温度は319°Cから323°Cの間であった。記録採取時の読み取り違いが、主な原因であろう。

従って、既設第一原油蒸留装置のシミュレーション・モデルにおいては、Pc-1出口温度として320°Cを採用する。

表 3.2-1 PROPERTIES OF URAL CRUDE OIL (1/2)

Analysis of Ural Crude Oil to be used for the Modernization Study
of NO.1 Crude Unit and Vacuum Unit

DESCRIPTION	UNIT	VALUE
1. Density d^{20}		0.860
API		32.3
2. Water Content	Wt %	0.23
3. Chloride Contents	mg/l	13
4. Distillation		
IBP	°C	45
Evaporated at 100°C	Vol %	10.5
150°C		19.5
200°C		28.0
250°C		30.0
300°C		47.0
350°C		61.0
5. Sulfur Content	Wt %	1.39
6. H ₂ S Content(Dissolved)	Wt %	
at 20 °C		nil
50 °C		nil
7. Viscosity		
at 10°C		20.36
20°C		13.33
37.8°C		7.64
50°C		5.84
8. Freezing Point	°C	-15
9. Pour Point	°C	-12

表 3.2-1 PROPERTIES OF URAL CRUDE OIL (2/2)

DESCRIPTION	UNIT	VALUE
10. Conradson Carbon Residue	Wt %	3.80
11. Metal Content		
V	mg/kg	36
Ni		13
Fe		20
Na		2
K	below	0.5
Ca	below	0.5
12. Asphaltene	Wt %	1.21
13. Ash	Wt %	0.014
14. Wax Content	Wt %	2.57
Melting Point	°C	53
15. Acid Number	KOH/g	0.06
16. Reid Vapor Pressure	Pa (Kg/cm ²)	392(0.4)
17. Watson K Factor		11.79

表 3.2-2 TBP DISTILLATION OF URAL CRUDE OIL

	TBP °C	Yield on Crude		Yield on Crude		Density D ₄ ²⁰
		Wt %	Cum Wt %	Vol %	Cum Vol %	
0		1.52	1.52	2.28	2.28	0.557
1	20 - 32	1.43	2.95	1.93	4.21	0.614
2	32 - 62	1.51	4.46	1.93	6.14	0.650
3	62 - 72	1.58	6.04	1.93	8.07	0.683
4	72 - 87	1.64	7.68	1.91	9.98	0.715
5	87 - 95	1.65	9.33	1.92	11.90	0.715
6	95 - 110	1.68	11.01	1.90	13.00	0.737
7	110 - 120	1.69	12.70	1.93	15.73	0.730
8	120 - 132	1.71	14.42	1.91	17.64	0.748
9	132 - 145	1.72	16.14	1.90	19.54	0.756
10	145 - 155	1.74	17.08	1.91	21.45	0.761
11	155 - 167	1.74	19.62	1.93	23.38	0.775
12	167 - 178	1.76	21.38	1.94	25.32	0.778
13	178 - 190	1.80	23.18	1.97	27.29	0.787
14	190 - 201	1.82	25.00	1.96	29.25	0.798
15	201 - 214	1.84	26.84	1.96	31.21	0.807
16	214 - 225	1.86	28.70	1.97	33.18	0.811
17	225 - 236	1.87	30.57	1.97	35.15	0.817
18	236 - 248	1.88	32.45	1.96	37.11	0.824
19	248 - 260	1.90	34.35	1.95	39.06	0.836
20	260 - 271	1.91	36.26	1.96	41.02	0.838
21	271 - 283	1.92	38.18	1.95	42.97	0.846
22	283 - 295	1.92	40.10	1.95	44.92	0.847
23	295 - 306	1.93	42.03	1.96	46.88	0.848
24	306 - 317	1.94	43.97	1.96	48.84	0.852
25	317 - 328	1.95	45.92	1.95	50.79	0.858
26	328 - 339	1.96	47.60	1.94	52.73	0.860
27	339 - 351	1.96	49.84	1.92	54.65	0.876
28	351 - 363	1.98	51.82	1.93	56.58	0.8841
29	363 - 383	1.97	53.79	1.91	58.49	0.8884
30	383 - 398	1.97	55.76	1.90	60.39	0.8920
31	398 - 414	1.97	57.73	1.89	62.28	0.8958
32	414 - 430	1.98	59.71	1.89	64.17	0.9000
33	430 - 445	1.97	61.68	1.87	66.04	0.9047
34	445 - 460	1.97	63.65	1.86	67.90	0.9094
35	460 - 475	1.95	65.60	1.83	69.73	0.9145
36	475 - 486	2.00	67.60	1.87	71.60	0.9191
37	486 - 500	1.98	69.58	1.84	73.44	0.9236
38	500 - 516	2.01	71.59	1.06	75.30	0.9278
39	516 - 531	2.00	73.59	1.85	77.15	0.9315
40	531 - 552	2.02	75.61	1.86	79.01	0.9363
41	552 - 570	2.01	77.62	1.04	80.05	0.9404
42	> 570	22.38	100.00	19.15	100.00	1.0048

表 3.2-3 CURRENT PRODUCT SPECIFICATION (1/2)

	USE	SPECIFICATION
(1)Gases	Refinery Fuel Gas	C ₁ minimum
(2)LPG	Fuel for Home	C ₁ + C ₂ content vol % max. 1.5 C ₃ content vol % max. 0.5
(3)A ₁		Distillation IBP min. 25 °C FBP max. 108 °C
(4)A ₁	① Reforming Feed	Distillation IBP 78.5 ± 5 °C FBP 148 ± 5 °C
	② Pyrolysis Feed	Distillation IBP 78.5 ± 5 °C FBP 148 ± 5 °C
(5)A ₁	① Reforming Feed	Distillation IBP 130 °C FBP 190 °C
	② Pyrolysis Feed (USE)	Distillation IBP 130 °C FBP 200 °C
(6)A ₁	Diesel Blend	Distillation FBP 220 °C max. (*) % vol evaporated at 200°C 50 % Flash Point min. 55°C Note: (*) Only for Pyrolysis
(7)A ₁	Diesel Blend	Distillation IBP 180 °C min. Density at 20 °C 0.810- 0.835 g/cm ³ Flash Point min. 66 °C
(8)A ₁	Diesel Blend	Density at 20°C 0.830- 0.850 g/cm ³ % vol evaporated at 350°C min. 87
(9)A ₁	Diesel Blend	Density at 20 °C 0.850- 0.870 g/cm ³ % vol evaporated at 350 °C min. 80

表 3.2-3 CURRENT PRODUCT SPECIFICATION (2/2)

	USE	SPECIFICATION
(10)P ₁	NO SIDE CUT	
(11)P ₁	Light Fraction Diesel Heavy Fraction Lubricant Oil	Density at 20 °C 0.880 – 0.895 g/cm ³ Distillation(ASIM-D 2887-78) FBP max. 460 °C Flash Point min. 120 °C Freezing Point max. +8 °C
(12)P ₁	Lubricant Oil	Flash Point min. 120 °C Distillation(ASIM-D 2887-78) FBP max. 460 °C
(13)P ₁	Lubricant Oil	Viscosity at 100°C 10.5 – 12.5 mm ² / s Density at 20 °C 0.910 – 0.925 g/cm ³ Flash Point min. 220 °C Freezing Point min. 37 °C Distillation(ASIM-D 2887-78) IBP min. 400 °C FBP max. 545 °C FBP-IBP max. 120 °C
(14)P ₁	Fuel Oil Blend	Flash Point 210 °C
(15) Vacuum Residue (Use)	• Refinery Fuel Oil • Asphalt Plant	Softening Point R-B Method 43.6 – 46.5

表 3.2-4 EQUIPMENT DATA (1/3)

1. Heaters

NO	Description	PC-1	PC-2
1	Duty Gj/h		
	- Product	150	50
	- Steam	1.9	3.6
2	Type	Cylinder / Vertical	
3	Diameter m	7.6	
4	Shell Height m	29.9	
5	Burners	Vertical 16 pieces	Vertical 8 pieces
6	Flow t/h	350 ~ 420	125~ 150
7	Stack Temperature ° C	350 ~ 500	320~ 450
8	Surface Area m ²		
	1)Radiation Section	860	310
	2)Convection Section		
	- Product	1,820	650
	- Steam	59	650

表 3.2-4 EQUIPMENT DATA (2/3)

2. Heat exchangers

	Quantity	Unit Surface Area m ²	Shell Diameter	Length (mm)	No	OD/ID	Gross Baffle Spacing	Tube Side Pass Flow Number	Material
Wm 1.1, Wm 1.2, Wm 3.1-Wm 3.3, Wm 4.1-Wm 4.6 Wm 5, Wm 9, Wm 10, Wm 11, Wm 12	17	280	1,000	6,000	632	24/20	460	6	Carbon Steel
Wm 6, Wm 7, Wm 8	3	136	700	6,000	308	24/20	300	4	Carbon Steel
Wm 13, Wm 14, Wm 15	3	181	800	6,000	408	24/20	300	4	Carbon Steel
Wm 16.1, Wm 16.2, Wm 17.1, Wm 17.2, Wm 18.1, Wm 18.2 Wm 19.1, Wm 19.2	8	193	1,000	4,500	584	24/20	450	6	Carbon Steel
Pd 1.1, Pd 1.2	2	280	1,000	6,000	632	24/20	-	6	Carbon Steel
Sc 3, Sc 4, Sc 5 Top Bottom	3	248 265	1,200 1,200	4,500 4,500	800 854	24/20 24/20	-	2	Carbon Steel
Sc 10	6	248 265	1,200 1,200	4,500 4,500	800 854	24/20 24/20	-	2	Carbon Steel
Ch 1 - 7, Ch 10 - Ch 12	10	136	700	6,000	308	24/20	300	4	Carbon Steel
Ch 8	1	71	500	6,000	160	24/20	240	2	Carbon Steel
Ch 9	1	181	800	6,000	108	24/20	300	4	Carbon Steel
Ch S Box Type Exchanger	4	230	6,720X 4,160 H= 2,900	5,000	140	108/100			Carbon Steel

表 3.2-4 EQUIPMENT DATA (3/3)

3. Column

	W - 1 Preflash Column	W - 2 Atmospheric Distillation	W - 3 Stripper	W - 7 Vacuum Distillation	W - 8 Stripper
Tower Diameter	mm 3,700	4,500	1,200	8,000	1,500
Tray Spacing	mm 600	750	500	750	500
Tower Height	mm 31,505	52,700	-	38,362	-
Number of Trays	26	56	7 Trays x 5 Sections	33	5 Trays x 3 Sections
Feed Tray	12/13	6	-	4	

表 3.2-5 HEAT & MATERIAL BALANCE SHEET (1/5)
(26 NOVEMBER 1993)

Flow No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Flow (kg/h)	270 000	135 000	135 000	270 000	270 000	270 000	270 000	270 000	640	22 000	(55 000)	407 360
Temperature(°C)	5	104	101	102	96	197	195	192	55	55	55	247
Pressure(MPa)	1.15	0.41	0.41	0.41	2.20	-	-	-	(0.17)	1.30	1.30	(0.25)
Method	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	-	ASTM D86	ASTM D86	D1160 760mmHg
D i s t i l l a t i o n °C												
	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	-	(2)	(2)	(2)
	(61)	(61)	(61)	(61)	(61)	(61)	(61)	(61)	-	(61)	(61)	(61)
	(98)	(98)	(98)	(98)	(98)	(98)	(98)	(98)	-	(98)	(98)	(98)
	(222)	(222)	(222)	(222)	(222)	(222)	(222)	(222)	-	(222)	(222)	(222)
	(336)	(336)	(336)	(336)	(336)	(336)	(336)	(336)	-	(336)	(336)	(336)
	(446)	(446)	(446)	(446)	(446)	(446)	(446)	(446)	-	(446)	(446)	(446)
	(553)	(553)	(553)	(553)	(553)	(553)	(553)	(553)	-	(553)	(553)	(553)
	(578)	(578)	(578)	(578)	(578)	(578)	(578)	(578)	-	(578)	(578)	(578)
FBP	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Density @20 °C (g/cm ³)	0.860	0.860	0.860	0.860	0.860	0.860	0.860	0.860	-	0.860	0.661	0.889
Vis @100°C (cSt)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.45

※ () : simulation value

表 3.2-5 HEAT & MATERIAL BALANCE SHEET (2/5)
(26 NOVEMBER 1993)

Flow No.	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Flow (kg/h)	(230 000)	247 360	(18 360)	7 600	65 000	65 000	63 000	63 000	58 500	22 000	12 000	18 000
Temperature(°C)	(320)	(320)	70	70	148	90	223	150	230	167	129	-
Pressure(MPa)	-	0.53	-	-	0.54	-	0.48	-	0.29	-	-	-
Method	DLI60 760mmHg	DLI60 760mmHg	ASTM D86	ASTM D86	-	-	-	-	-	-	ASTM D86	ASTM D86
10%	126	126	84	84	-	-	-	-	-	-	123	152
5%	-	-	94	94	-	-	-	-	-	-	133	166
10%	175	175	98	98	-	-	-	-	-	-	137	173
30%	257	257	106	106	-	-	-	-	-	-	146	185
50%	372	372	114	114	-	-	-	-	-	-	153	197
70%	462	462	122	122	-	-	-	-	-	-	160	206
90%	560	560	139	139	-	-	-	-	-	-	171	221
95%	580	580	148	148	-	-	-	-	-	-	176	227
FBP	98% 592	98% 592	153	153	-	-	-	-	-	-	185	237
Density @20 °C (g/cm ³)	0.889	0.889	0.736	0.736	-	-	-	-	-	-	0.764	0.797
Vis @100°C (cSt)	5.45	5.45	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

D i s t i l l a t i o n °C

※ () : simulation value

表 3.2-5 HEAT & MATERIAL BALANCE SHEET (3/5)
(26 NOVEMBER 1993)

Flow No.	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
Flow (kg/h)	16 000	22 000	17 000	1 100	144 000	-	144 000	118 500	82 500	61 000	61 000	24 000
Temperature(°C)	201	245	271	330	300	-	391	152	76	280	83	322
Pressure(MPa)	-	-	-	0.48	0.071	-	0.15	-	-	0.68	-	0.22
Method	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	-	DL160 10mmHg	-	DL160 10mmHg	ASTM D86	ASTM D86	-	-	ASIM D86
IBP	158	178	159	-	127	-	127	250	250	-	-	-
5%	179	213	238	-	-	-	-	272	272	-	-	-
10%	191	227	258	-	186	-	186	288	288	-	-	-
30%	220	257	297	-	277	-	277	318	318	-	-	-
50%	236	273	316	-	368	-	368	335	335	-	-	-
70%	248	286	332	-	480	-	480	352	352	-	-	-
90%	264	304	350	-	88% 588	-	88% 588	372	372	-	-	-
95%	271	314	-	-	-	-	-	380	380	-	-	-
FBP	282	323	-	-	-	-	-	384	384	-	-	-
Density @20 °C (g/cm ³)	0.820	0.836	0.856	-	0.860	-	0.860	0.877	0.877	-	-	-
Vis @100°C (cSt)	-	-	-	-	3.7	-	3.7	2.23	2.23	-	-	-

D i s t i l l a t i o n °C

※ () : simulation value

表 3.2-5 HEAT & MATERIAL BALANCE SHEET (4/5)
(26 NOVEMBER 1993)

Flow No.	3 7	3 8	3 9	4 0	4 1	4 2	4 3	4 4	4 5	4 6	4 7	4 8
Flow (kg/h)	24 000	36 000	15 000	30 000	10 000	2 500	22 000	31 000	0	0	0	0
Temperature(°C)	230	-	220	246	254	340	(340)	(340)	-	-	-	-
Pressure(MPa)	-	-	0.50	0.36	0.37	0.57	1.40	1.40	-	-	-	-
Method	-	ASTM D86	DL160 760mmHg	DL160 760mmHg	DL160 760mmHg		TBP 760mmHg	TBP 760mmHg	-	-	-	-
TBP	-	250	372	398	412	-	(417)	(417)	-	-	-	-
5%	-	272	388	422	435	-	(450)	(450)	-	-	-	-
10%	-	288	402	442	475	-	(464)	(464)	-	-	-	-
30%	-	318	422	462	506	-	(510)	(510)	-	-	-	-
50%	-	335	432	475	532	-	(552)	(552)	-	-	-	-
70%	-	352	442	498	552	-	(609)	(609)	-	-	-	-
90%	-	372	452	520	572	-	(731)	(731)	-	-	-	-
95%	-	380	462	532	585	-	(775)	(775)	-	-	-	-
FBR	-	384	468	545	-	-	(832)	(832)	-	-	-	-
Density @20 °C (g/cm ³)	-	0.877	0.901	0.914	0.938	-	0.958	0.958	-	-	-	-
Vis @100°C (cSt)	-	2.23	5.26	9.61	18.6	-	-	-	-	-	-	-

D i s t i l l a t i o n °C

※ () : simulation value

表 3.2-5 HEAT & MATERIAL BALANCE SHEET (5/5)
(26 NOVEMBER 1998)

Flow No.	49	50	51	52
Flow (kg/h)	0	0	0	0
Temperature(°C)	-	-	-	-
Pressure(MPa)	-	-	-	-
D i s t i l l a t i o n °C				
Method	-	-	-	-
IBP	-	-	-	-
5%	-	-	-	-
10%	-	-	-	-
30%	-	-	-	-
50%	-	-	-	-
70%	-	-	-	-
90%	-	-	-	-
95%	-	-	-	-
FBP	-	-	-	-
Density @20 °C (g/cm ³)	-	-	-	-
Vis @100°C (cSt)	-	-	-	-

HEATER DUTY(absorbed)

ITEM NO	PC-1	PC-2
DUTY (GJ/h)	(123.80)	(41.13)

※ ():simulation value

表 3.2-9 HEAT DUTY FOR HEATERS

(GJ/h)

	Present (26. Nov. 1993)	Present (Estimated)	Modernization
Design	270 t/h	308 t/h	308 t/h
PC-1 Outlet Temperature			
	320°C	320 °C	330 °C
PC-1	123.8	141.2	151.8
			144.8
PC-2	41.13	46.9	40.0

3.3 第一原油蒸留装置の現況診断

3.3.1 第一原油蒸留装置の設計に対する評価

(1) 第一常圧蒸留装置と第一減圧蒸留装置の通油量のアンバランス

3.1.1 で述べたように、第一常圧蒸留装置と第一減圧蒸留装置の通油量には、アンバランスがある。即ち、第一常圧蒸留装置の通油量が288t/hを越えた場合、第一常圧蒸留塔塔底油の全量を第一減圧蒸留装置に通油できず、一部をバイパスしなければならない。

バイパスされた常圧蒸留装置塔底油は、燃料油として使用されるが、もっと付加価値の高い中間製品にするためバイパスしないように改造すべきである。

(2) 常圧蒸留塔(W-2)からのサイドカット数

現在、常圧蒸留塔には塔頂からの製品を含めて6つある。何故6つもサイドカットがあるのかについて、現地調査では明解な解答を見出せなかった。

6つのサイドカットは、つぎのような油種に使用されている。

A11 : Reforming feed, Pyrolysis feed

A12 : Reforming feed, Pyrolysis feed

A13 : Diesel blend

A14 : Diesel blend

A15 : Diesel blend

A16 : Diesel blend

A13からA16までがすべて同じ油種、即ち、ディーゼル油であるので6つもサイドカットを抜き出す正当な理由がないように思われる。何故ならば、抜き出した製品がタンクの中でブレンドされるのであれば、6つの製品を抜き出す必要性は無い。

更に加えて、ポンプ、熱交換器、計装など余分な設備が必要となり、設備費も増加するであろう。

(3) 切り替え式抜き出しトレイ

W-2(常圧蒸留塔)からW-3(ストリッパー)に抜き出すトレイは3つの段から選べるようになっている。

また、W-7（減圧蒸留塔）からW-8（ストリッパー）に抜き出すトレイは2つの段から選べるようになっている。

一般的に、抜き出しトレイは蒸留に寄与しないし、蒸留塔の設計においては、通常用いられる方法ではない。

このように切り替えて製品を抜き出す目的は、抜き出し段を切り替えることによって、その製品性状を変えようとするものと思われるが、製品の性状を変えるのは抜き出し量、抜き出し温度などの運転条件を変えることにより可能である。

この近代化検討では、第一常圧蒸留装置では中間製品数の減少、第一減圧蒸留装置では製品規格がマイルドになっているため、近代化後は問題とならないことが推定されるのでこれらのトレイの改造は行わないものとした。

(4) W-7塔底油リサイクルライン（クエンチライン）

W-7 底部に、減圧装置では一般的に設置されるクエンチラインが設置されていない。このクエンチライン設置の目的は、次のとおりである。

- (a) 塔底油の熱分解を防止するため
- (b) W-7塔底油ポンプの有効吸込水頭(NPSH)を増加させるため

実際に、減圧蒸留塔塔底油の針入度は、期待しているレベルより低い。針入度を期待するレベルにするためには、W-7底部の温度を上げることが要求される。PPSAの説明によれば、塔底油の熱分解の可能性と、Pc-2の能力不足でW-7底部の温度を上げられないとのことであった。

クエンチラインを設置して、近代化後に適用される製品規格に合致させる場合には、基本設計時、Pc-2の熱負荷が設計値以下であることを確認しなければならない。

但し、この概念設計では、3.2.2 で仮定したデータに示すように、VRの収率を近代化前後で同じ、即ち、同一の針入度としているため、近代化後にクエンチラインは設置していない。

(5) 第一減圧蒸留装置の冷却器入口温度

Ch-8, Chs 1.1, Chs 1.2, Chs 2.1, Chs 2.2の冷却器への製品の入口温度は、180℃から210℃である。

省エネルギーの観点から、それら冷却器への製品の温度は150℃を目標とすることを推奨したい。

(6) ボックス型冷却器の使用

第一原油蒸留装置には、2つのボックス型冷却器がある。1つは W-2塔底油の冷却、もう1つは、W-7塔底油の冷却である。前者は、第一常圧蒸留塔の通油量が288t/hを越える場合に、バイパスされた常圧蒸留塔塔底油を冷却するのに使用される。

1993年11月26日の測定では、W-7塔底油のボックス型冷却器の入口温度は、200℃、一方の W-2塔底油のボックス型冷却器は、常圧蒸留装置の通油量が270t/hであったため、通油されていなかった。

このボックス型冷却器は、冷却水をただ加熱するだけで、塔底油の保有熱の有効利用とはならない。塔底油の保有熱は、可能な限り熱交換器で回収し、ボックス型冷却器は使用しないようにすべきである。

3.3.2 運転管理の検討

第一原油蒸留装置の現状の状況を再調査するために、JICAチームは第一原油蒸留装置の安定稼働中の運転データ採取を依頼した。

PPSAは、1993年11月26日、午前 9時から午前10時の間に運転データの採取を行い、JICAチームに提出した。

運転データが採取された箇所については、図 3.3-1に示す。また、採取された運転データについては、次の表に示す。

表 3.3-1 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (PRESSURE)

表 3.3-2 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (FLOW)

表 3.3-3 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (TEMPERATURE)

表 3.3-4 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT
(HEAT BALANCE OF FURNACE)

同時に、第一常圧蒸留装置と第一減圧蒸留装置の製品が採取され分析された。その結果を次の表に示す。

表 3.3-5 ANALYTICAL DATA OF CRUDE OIL PROPERTIES

表 3.3-6 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT

表 3.3-7 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT

(1) 運転データの信頼性

第一原油蒸留装置の運転データを採取するにあたって、JICAチームは、圧力計、温度計、流量計などすべての計器の検定を依頼した。

しかしながら、1993年11月26日に、計器の故障のために記録出来なかった箇所が3ヵ所、また、以下に示すように運転データに矛盾がある箇所がある。これらのデータは、3.2.2、3.2.5で述べたように修正されたり、仮定してシミュレーションモデルに入力された。

記録されなかった箇所で重要な箇所の一つは、W-7の塔底部の温度である。この温度は、塔底油の熱分解を知るキィとなるものである。このような重要な計器類は、異常が発生したらできるだけ早く補修し、運転担当と保全担当が、共同で原因調査を行い、対策をたてるべきである。

1) 予備蒸留塔に張り込まれるまでの原油の予熱 (P1 から W-1)

原油は W-1に張り込まれるまでに、加熱炉で加熱されることなしに、製品との熱交換器を通り加熱される。従って、原油の温度は熱交換器を通過することに段階的に昇温されるはずである。

しかしながら、このような原理に合致しないところが数カ所ある。

ある熱交換器で冷却されていることになる。従って、近代化の為に真の原因を追究しこれを改善することが推奨される。

2) Wm 14チューブ側の出口温度

1993年11月26日には、すべての W-2塔底油は減圧蒸留装置に全量送られているので Wm 14のシェル側には流量がないことが確認されている。

しかしながら、そのように W-2からの塔底油の流量がないにもかかわらず、原油の温度は175℃から262℃に昇温されている。

第2次現地調査でPPSAは、その日、計器が故障していたと説明した。

3) Ch-1とCh-7の出入口温度

これらの冷却器では、出口温度が入口温度より高い。詳細は、3.2.2を参照されたい。

(2) 運転状況の検討

1) 脱塩器の運転温度

第一常圧蒸留装置には、原油中の塩分を除去するために、2基の脱塩器がシリーズに設置されている。

運転データによると、第1段の脱塩器の入口温度は102℃、第2段の脱塩器の入口温度は、99℃であった。また、第1段の脱塩器の圧力は0.41MPa、第2段の脱塩器の圧力は0.35MPaであった。

脱塩器入口温度は、現在製油所で一般的に使用されている120℃から140℃に比較すると低い。脱塩器の入口温度が上げられない理由は、電気部品であるインシュレーションの設計温度が、105℃であるからである。

2) W-1（予備蒸留塔）塔頂部の圧力

この項の議論については、3.2.5を参照されたい。

3) W-1塔底油のW-2への流量

この項の議論については、3.4.2を参照されたい。

4) 加熱炉（Pc-1とPc-2）からの排ガス中の酸素濃度

Pc-1とPc-2は、自然通風でイソフロータイプの加熱炉である。両加熱炉とも燃料油とガスを燃焼している。

それら加熱炉からの排ガス中の酸素濃度は、それぞれ9.5%と6.83%である。省エネルギーの観点から、出来るだけ低い酸素濃度とすべきである。

5) 加熱炉排ガス温度

運転データによれば、Pc-1とPc-2の排ガス温度はそれぞれ310℃と360℃であった。これら2つの加熱炉排ガスの温度は、夏場には500℃に達している。

加熱炉効率を向上させるために、この排ガスの保有する熱量を燃焼空気を予熱するという方法がよく採用される。近代化の一つの項目として検討する価値がある。

6) 廃水からの悪臭物質の低減の必要性

第一原油蒸留装置からは、3.1.2 で述べたように、脱塩器、予備蒸留塔塔頂受槽などの各機器から廃水が出てくる。これら廃水は、下水配管を通して中央廃水処理装置に送られ、処理された後、ヴィスラ川に放流されている。

第一原油蒸留装置の各機器の排水管は、集水マスを通じて下水配管と接続されているが、

その各機器の排水管と集水マスの間には隙間があり、悪臭がその隙間から洩れている。

この悪臭は、運転員の健康管理上好ましくなく、何らかの対策が必要である。

7) 減圧蒸留装置塔頂受槽 (0d-8) とスロップタンク (Zb-3) からの排ガス処理の必要性

0d-8とZb-3排ガスに悪臭があり、この悪臭は運転員の健康を害するので対策が必要である。

現在、このガスはPc-1で燃焼されている。0d-8とZb-3排ガス中には、第一原油蒸留装置から排出される硫化水素ガスの90%を含んでおり、加熱炉で燃焼することは許されなくなった。

参考として、第一原油蒸留装置から排出される硫化水素ガス量は、1993年には7.2トン/年であった。

第二原油蒸留装置にも同様な問題があり、それらのガスは苛性ソーダで処理されている。即ち、硫化水素ガスは、苛性ソーダに吸収され硫化ソーダになるが、硫化ソーダの処理のための設備に限界があり、この対策を第一原油蒸留装置には適用できない。

(3) 試験分析値の検討

1) 製品品質に関する試験分析値の検討

この項の議論については、3.5を参照されたい。

2) 加熱炉排ガス分析データの信頼性 (表3.3-4参照)

加熱炉からの排ガス分析データに関して、次の項目が指摘される。

- 燃料油組成の分析
組成の合計が100%にならない。
- 排ガス分析
組成の合計が100%にならない。
- 排ガス分析の内のPc-1のSO₂の濃度とNO_xの濃度
SO₂の濃度があまりにも低い(47 vol. ppm)
NO_xの濃度があまりにも低い(7 vol. ppm)

PPSAは、組成の合計が100%にならないのは、1993年11月26日に分析された時、すべての項目については分析していないからと説明した。

一度、すべての組成を分析し、通常分析されない項目は何か、確認すべきである。

3.3.3 製品品質管理の検討

製品品質については、3.5 で検討する。ここでは、その管理上の留意事項をPPSAにはよく理解されていると思われるが、以下に述べる。

(1) 運転部門で行われるべき分析報告書の検討

運転データの中には製品規格に合致していない製品がいくつかある。この原因を明らかにし同じ過ちが繰り返されないよう直ちに対策をたてるべきである。

運転部門は、対策をたてるにあたって主導権をとり、その対策が効力を発揮しているかどうか確認しなければならない。

(2) 推奨される行動

試料採取が正しく行われていることを以下のように定期的に確認することがまた重要である。

1) 試料採取時

- (a) 試料採取箇所が正しい箇所であること、試料ビンや風船がきれいで不純物が含まれていないことを確認すること。
- (b) 携帯式分析計で測定結果をその場で知ることが出来る場合は何時でも、測定担当者は、その結果をチェックしなければならない。
もし、その結果が過去のデータと異なるようであれば、分析を再度実施すべきである。

2) 試験室で試料の分析を実施する場合

試料分析の手順を確認すること。もし、ある試料について分析手順がない場合は、その試料についての手順を作成することが推奨される。

3) 分析結果を報告する時

測定結果の誤記入がないことを確認すること。

4) 運転部門で分析データを受領した時

運転部門は、毎日、実際の運転条件と比較して分析データをチェックしなければならない。

もし、不可解な点があれば、直ちに再測定を実施すること。

5) 対策としての行動をとる時

運転部門は、保全部門、試験室などの関連部門と協力して、再発を防止する為、直ちに行動をとらなければならない。

6) 改善策を実施したあと

試料を再分析しその対策が効果的であることを確認すること。

表 3.3-1 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (PRESSURE) (1/2)

1. Date : 26 November 1993
2. Time : 9:00 ~ 10:00
3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %
4. Throughput
 NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h
 NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h
6. Pressure (MPa)

Number	Press.	Number	Press.	Number	Press.	Number	Press.
1	S 0.11	12	0.29	22	0.48	34	—
	D 1.15	13	1.3	23	0.17	35	—
2	0.72	14	0.37	24	0.44	36	—
3	0.79	15	1.35	25	0.53	37	—
4	0.41	16	0.49	26	—	38	—
5	0.35		0.49	27	—	39	0.15
6	0.34		0.49	28	—	40	—
			0.51	29	—	41	70mmHg (9.33 kPa)
7	0.25	17	0.014	30	—		
8	2.2	18	0.0	31	0.48	42	65mmHg (8.67 kPa)
9	—	19	0.29	32	0.071		
10	—	20	0.54	33	1.15	43	—
11	0.28	21	0.2				

表 3.3-1 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (PRESSURE) (2/2)

Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.
44	—	53	—	62	—	71	—
45	0.68	54	0.9	63	—	72	0.31
46	—	55	0.5	64	—	73	0.03
47	0.22	56	0.36	65	—	74	0.22
48	—	57	0.37	66	—	75	0.12
49	—	58	0.57	67	—	76	0.61
50	-0.03	59	1.4	68	—	77	0.61
51	—	60	0.73	69	—	78	—
52	—	61	—	70	—		

表 3.3-2 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (FLOW)

1. Date : 26 November 1993
2. Time : 9:00 ~ 10:00
3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %
4. Throughput
 NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h
 NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h
6. Flow (t/h)

Number	Flow	Number	Flow	Number	Flow	Number	Flow
1	270	12	65	23	61	34	2.5
2	—	13	63	24	24	35	144
3	—	14	58.5	25	144	36	22
4	130	15	7.6	26	—	37	31
5	140	16	18	27	—	38	—
6	—	17	12	28	10	36+37	22+31
7	—	18	18	29	82.5	39	10
8	—	19	16	30	36	40	22
9	390	20	22	31	15	41	0.64
10	160	21	17	32	30	—	—
11	230	22	0	33	1.1	—	—

表 3.3-3 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (TEMPERATURE) (1/3)

1. Date : 26 November 1993

2. Time : 9:00 ~ 10:00

3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %

4. Throughput

NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h

NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h

5. Temperature (°C)

Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.
1	5	13	—	25	143	37	90
2	65	14	136	26	—	38	223
3	* 140	15	—	27	150	39	—
4	85	16	161	28	150	40	150
5	101	17	* 140	29	195	41	22
6	100	18	197	30	192	42	—
7	104	19	140	31	102	43	230
8	22	20	180	32	55	44	—
9	—	21	175	33	247	45	167
10	102	22	* 262	34	330	46	22
11	99	23	102	35	148	47	—
12	96	24	* 105	36	—	48	94

表 3.3-3 OPERATION DATA OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (TEMPERATURE) (2/3)

Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.
49	70	65	27	81	—	95	—
50	130	66	—	82	391	96	230
51	182	67	201	83	*2	97	152
52	203	68	135	84	*2	98	76
53	245	69	72	85	*2	99	282
54	278	70	27	86	70, 67	100	318
55	350	71	—	87	*1	101	355
56	300	72	245	88	22	102	*1
57	129	73	145	89	27	103	220
58	* 40	74	58	90	28, 44 42, 80	104	246
59	53	75	27	EJECT. LINE	23, 26 35, 40	105	254
60	27	76	—			106	83
61	—	77	271	91	280	107	76
62	*1	78	105	92	—	108	27
63	110	79	49	93	83	109	—
64	63	80	27	94	322	110	* 130

表 3.3-3 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (TEMPERATURE) (3/3)

Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.	Number	Temp.
111	69	119	92	126	I 176	131	—
112	27	120	27	Two Trains	II 167	132	—
113	—	121	—	127	I 176	133	22
114	80	122	262	Two Trains	II 167	134	22
115	102	123	194	128	I 176	135	—
116	27	124	286	Two Trains	II 167	136	—
117	—	125	210	129	340	137	27
118	180	—	—	130	22	—	—

NOTE : (1) *1 means OUT OF ORDER.

(2) *2 means NO FLOW.

(3) Outlet Temperature of all Cooler is roughly 40 °C
~ 45 °C .

(4) * means OUT OF ORDER(PPSA informed during the second
field survey).

(5) PPSA informed the new data collected on 26 November
1993 during the second field survey as follows:

No.4 : 101 ° C, No.6 : 104 ° C, No.20 : 152 ° C

No.62: 157 ° C, No.87: 42,35,37 ° C.

表 3.3-4 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT
(HEAT BALANCE OF FURNACE) (1/3)

1. Date : 26 November 1993
2. Time : 9:00 ~ 10:00
3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %
4. Throughput
 NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h
 NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h
5. Meteorological Condition
 Temperature : -1.9 °C
 Atmospheric Pressure(Hecto-Pascal) : 1,026
6. Properties of Fuel Oil

		PC-1	PC-2
6.1 Fuel Oil Consumption (Kg/h)		2,300	1,200
6.2 Fuel Oil Temperature (°C)		67	67
6.3 Specific Gravity (20 °C)		1.002	1.002
6.4 Composition (wt %)	Carbon	87.65	87.65
	Hydrogen	7.15	7.15
	Sulfer	2.80	2.80
	Nytrogen(Ave.)	700 PPM	700 PPM
6.5 Lower Calorific Value (ASTM D-2382-83) (kcal/kg)		9,443	9,443

表 3.3-4 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT
(HEAT BALANCE OF FURNACE) (2/3)

7. Properties of Fuel Gas

		PC-1	PC-2
7.1 Fuel Gas Consumption (Nm ³ /h)		1,000	476
7.2 Fuel Gas Temperature (°C)		20	20
7.3 Composition (vol %)	CH ₄	26.94	26.94
	C ₂ H ₆	} 3.27	} 3.27
	C ₃ H ₈		
	C ₄ H ₁₀	2.99	2.99
	C ₅ H ₁₂	1.74	1.74
	i-C ₆ H ₁₄	1.47	1.47
	n-C ₆ H ₁₄	1.39	1.39
	C ₇ H ₁₆	0.36	0.36
	C ₈	0.61	0.61
	H ₂	50.70	50.70
	N ₂	3.88	3.88
	H ₂ S	0.81	0.81
	CO	5.82	5.82
	CO ₂	0.02	0.02
7.4 Lower Calorific Value(kcal/m ³)		8,516	8,516
7.5 Specific Gravity (Air= 1)		0.487	0.487

表 3.3-4 OPERATION DATA OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT
(HEAT BALANCE OF FURNACE) (3/3)

8. Properties of Flue Gas from Furnaces

		FC-1	FC-2
8.1 Flue Gas Temperature (°C)		310	360
8.2 Flue Gas Composition (vol %)	CO ₂	8.12	10.20
	CO	0.0	0.0
	O ₂	9.5	6.83
	N ₂	75.24	71.16
	NOX (vol ppm)	47	113
	SO ₂ (vol ppm)	7	495

表 3.3-5 ANALYTICAL DATA OF CRUDE OIL PROPERTIES (1/2)

1. Date : 26 November 1993
2. Time : 9:00 ~ 10:00
3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %
4. Throughput
 NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h
 NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h
5. Crude Oil Properties

	Crude Oil	Desalted Crude Oil
5.1 Density (20 ° C)	0.858	0.863
5.2 Cl ⁻ Content Wt % (DIN 51576)	0.0027	< 0.0001
5.3 H ₂ O Content Wt % (ASTM D 9570) (DIN ISO 3733)	0.27	0.09
5.4 Conradson Carbon Wt % (ASTM D 189-81)	3.77	—
5.5 Freezing Point (° C)	- 18	—
5.6 Asphaltenes Wt %	1.6	—
5.7 Sulfur Wt %	1.47	—

表 3.3-5 ANALYTICAL DATA OF CRUDE OIL PROPERTIES (2/2)

	Crude Oil
5.8 Impurities Wt % Indissoluble in Butane	0.003
5.9 Paraffin Wt %	2.5
5.10 TBP Distillation	
IBP	42 ° C
75 ° C	2 Vol %
150 ° C	14 Vol %
175 ° C	20 Vol %
200 ° C	26 Vol %
350 ° C	50 Vol %
520 ° C	76 Vol %

6 Waste Water from Desalter

6.1 pH	8.1
6.2 Hydrocarbon mg/l	28.44

表 3.3-6 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1
ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT (1/3)

1. Date : 26 November 1993
2. Time : 9:00 ~ 10:00
3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %
4. Throughput
 NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h
 NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h
5. Products Properties of Gas

	Dry Gas
5.1 Hydrocarbon Content (Vol %)	
C ₁	2.54
C ₂	10.27
C ₃	39.04
C ₄	29.47
C ₅	7.89
H ₂ S	1.27
CO	9.38
CO ₂	0.14
5.2 Specific Gravity (Air = 1)	0.874

表 3.3-6 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO. 1
ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT (2/3)

6. Products Properties of Oil

6.1 Distillation (ASTM D 86-67)

	A ₀	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄	A ₅	A ₆
IBP	27	84	123	152	158	178	159
5 %	34	94	133	166	179	213	238
10 %	39	98	137	173	191	227	258
20 %	41	102	142	181	209	243	279
30 %	53	106	146	185	220	257	297
50 %	66	114	153	197	236	273	316
70 %	80	122	160	206	248	286	332
90 %	93	139	171	221	264	304	350
95 %	100	148	176	227	271	314	(88 %) —
FBP	102	153	185	237	282	323	—

6.2 Flash Point

(ASTM D 9371)

	A ₀	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄	A ₅	A ₆
° C	< 0	< 0	21	47	53	79	94

表 3.3-6 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO. 1
ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT (3/3)

6.3 Density

(ASTM D 941-83)

	A ₁₀	A ₁₁	A ₁₂	A ₁₃	A ₁₄	A ₁₅	A ₁₆
g/cm ³	0.661	0.736	0.764	0.797	0.820	0.836	0.856

6.4 Evaporation

	A ₁₀	A ₁₁	A ₁₂	A ₁₃	A ₁₄	A ₁₅	A ₁₆
at 200 ° C	—	—	—	57	12	2	1
at 350 ° C	—	—	—	—	—	—	88

表 3.3-7 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (1/5)

1. Date : 26 November 1993

2. Time : 9:00 ~ 10:00

3. Crude Oil : URAL CRUDE OIL 100 %

4. Throughput

NO.1 Atmospheric Distillation Unit : 270 t/h

NO.1 Vacuum Distillation Unit : 144 t/h

5. Products Properties of Oil

5.1 Distillation

ASIM	P ₁₁ D86-67	P ₁₂ D-1160	P ₁₃ D-1160	P ₁₄ D-1160
IBP	250	372	398	412
5 %	271	388	422	435
10 %	288	402	442	475
20 %	306	415	455	495
30 %	318	422	462	506
50 %	335	432	475	532
70 %	352	442	498	552
90 %	372	452	520	572
95 %	380	462	532	585
FBP	384	468	545	(Crack ing)

表 3.3-7 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (2/5)

5.2 Flash Point

(ASTM D 9317)

	P _{1,1}	P _{1,2}	P _{1,3}	P _{1,4}	Vacuum Residue
° C	141	205	237	260	—

5.3 Density at 20 ° C

(ASTM D 941-83)

	P _{1,1}	P _{1,2}	P _{1,3}	P _{1,4}	Vacuum Residue
g/cm ³	0.877	0.901	0.914	0.938	—

5.4 Freezing Point

	P _{1,1}	P _{1,2}	P _{1,3}	P _{1,4}	Vacuum Residue
° C	+6	+21	+27	+37	—

表 3.3-7 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (3/5)

5.5 Viscosity at 100 ° C

(DIN 51560)

	P ₁₁	P ₁₂	P ₁₃	P ₁₄	Vacuum Residue
cSt	2.23	5.26	9.61	18.6	
° E	1.12	1.42	1.82	2.78	—

5.6 Softning Point (Rink and Ball Method) (DIN 1995)

	P ₁₁	P ₁₂	P ₁₃	P ₁₄	Vacuum Residue
	—	23	25	29	32

表 3.3-7 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (4/5)

5.7 W-1 and W-2 Bottoms Oil

5.7.1 Distillation (ASTM D-1160)

° C	W-1 Bottoms Oil	W-2 Bottoms Oil
IBP	126	127
10 %	175	186
30 %	257	277
50 %	372	368
70 %	462	480
90 %	560	588 (88 %)
95 %	580	(Cracking) —
FBP	592 (98 %)	—

5.7.2 Specific Gravity at 20 ° C

	W-1 Bottoms Oil	W-2 Bottoms Oil
g/cm ³	0.889	0.890

表 3.3-7 ANALYTICAL DATA OF PRODUCTS OF NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (5/5)

5.7.3 Freezing Point

	W-1 Bottoms Oil	W-2 Bottoms Oil
° C	-1	-4

5.7.4 Flash Point

	W-1 Bottoms Oil	W-2 Bottoms Oil
° C	52	42

5.7.5 Viscosity at 100° C

	W-1 Bottoms Oil	W-2 Bottoms Oil
Cst	5.45	3.7
° E	1.43	1.26

5.7.6 Softning Point (Rink and Ball Method) (DIN 1995)

	W-1 Bottoms Oil	W-2 Bottoms Oil
	impossible	< 0

3.4 最大入力運転時の熱収支及び物質収支

3.4.1 熱収支

(1) 加熱炉の吸収熱負荷

既設第一原油蒸留装置のシミュレーションにより、加熱炉の実際の熱負荷が計算された。その結果を表3.2-9に示す。

1993年11月26日の稼働条件では、加熱炉の熱負荷に余裕がある。その理由は、第一常圧蒸留装置・第一減圧蒸留装置の通油量が設計条件より下であったからである。

Pc-1出口温度が320℃である限りは、308t/hの通油量でも加熱炉の熱負荷上は現状でも問題がないと推定される。

(2) Pc-1の推定燃料消費量

シミュレーション・モデルから得られたPc-1の推定燃料消費量は、次の条件で燃料消費量を計算した場合、実測の燃料消費量より多い。

- (a) 第一原油蒸留装置の通油量 : 308 t/h
- (b) 加熱炉効率 : 60 %
- (c) 燃料油の低発熱量 : 9,443 kcal/kg

推定燃料消費量の結果については、表4.4-2を参照されたい。

1993年11月26日のPc-1、Pc-2の実際の燃料消費量に基づけば、通油量308t/hでは燃料油消費量は、5,513kg/hとなり、一方シミュレーション結果では7,931kg/hであった。

この原因についての考察は、3.6.1を参照されたい。

この概念設計では、既設第一原油蒸留装置のこの推定燃料消費量7,931 kg/hを基準燃料消費量として使用し、近代化後の燃料消費量の減少量を求める。

3.4.2 物質収支

第一原油蒸留装置の物質収支が運転データにもとづいて計算された。その結果を図 3.4-1に示す。

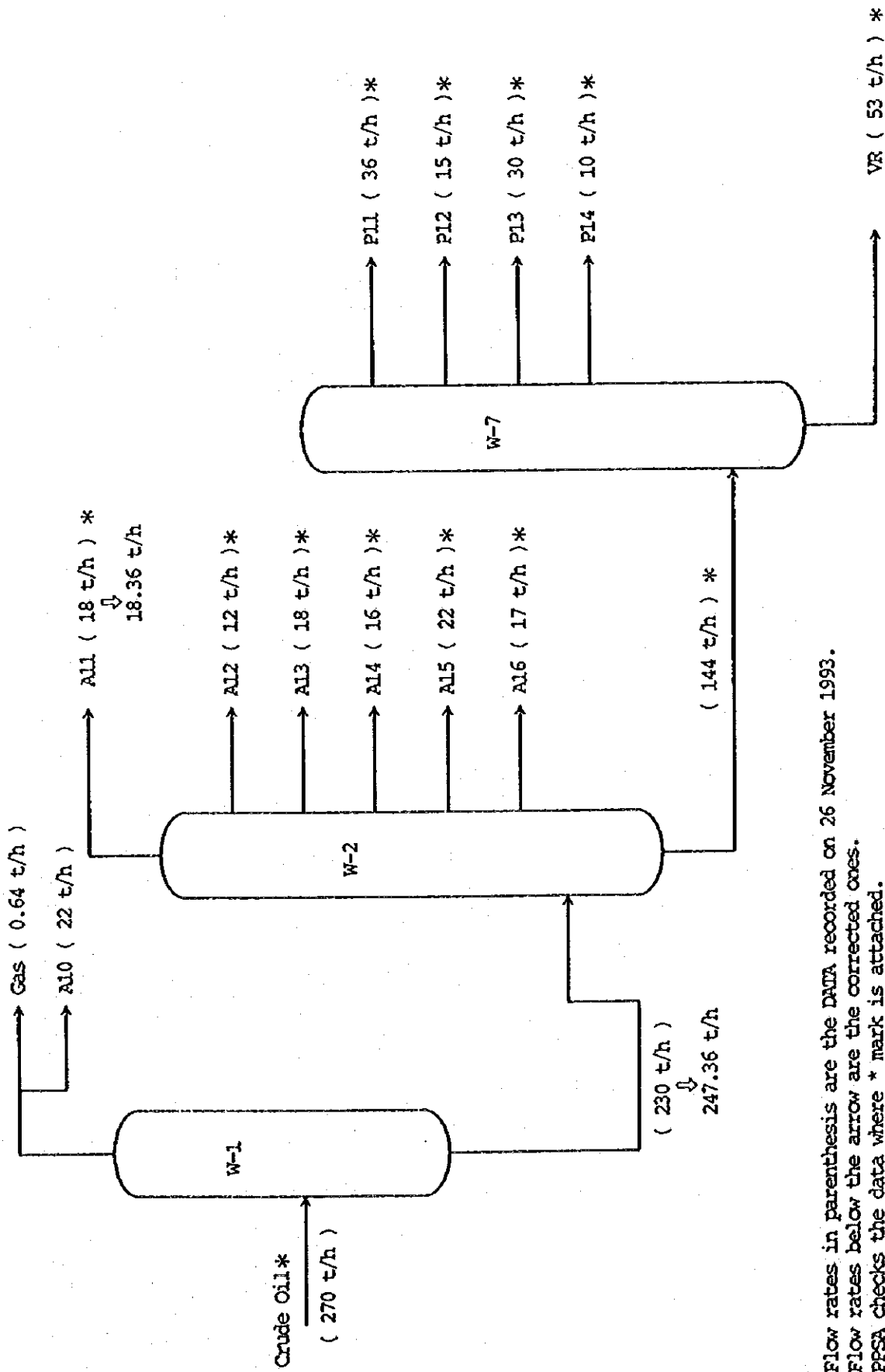
W-1塔底油の流量に相違が認められる。すなわち、運転データでは、230t/h となっているが、W-2の中間製品の合計からすると247.36t/hである。

247.36t/h がより現実的である為、この値をシミュレーションに用いる。

第2次現地調査で、W-1の流量計の指示は正しくなく、この流量は物質収支に対しあまり意味がないとPPSAは説明した。

PPSAは、また図3.4-1の*印をつけた流量については、毎日チェックされていると説明した。

3.4-1 NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT MATERIAL BALANCE (26 NOVEMBER 1993)



Note

1. Flow rates in parenthesis are the DATA recorded on 26 November 1993.
2. Flow rates below the arrow are the corrected ones.
3. PPSA checks the data where * mark is attached.

3.5 製品品質及び規格の検討

3.5.1 製品品質

(1) 第一常圧蒸留装置 (表3.5-1を参照されたい。)

1) 第一常圧蒸留装置における製品のギャップ

(a) ギャップの定義

石油製品は、原油の蒸留によって得られるある一定の幅を持つ連続した炭化水素からなっている。従って、製品規格内で、その製品の中に規格外のいかなる軽質な留分も重質な留分も含まないで原油を蒸留することが要求される。

その蒸留のキレの程度を表現するのに、ギャップという言葉が使用される。石油製品のギャップは次のとおり定義される。

「ある製品のASTM 5%蒸留点-次に軽質な製品の95%蒸留点」

(b) 現状の製品のギャップ

運転データにもとづき、ギャップを確認した。その結果を表3.5-2に示す。

表 3.5-2 GAP OF PRODUCTS OF NO.1 UNIT ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT

ASTM 5 % Point	—	ASTM 95 % Point	=	Gap (° C)
A12 133 °C		A11 148 °C	=	-15
A13 166 °C		A12 176 °C	=	-10
A14 179 °C		A13 227 °C	=	-48
A15 213 °C		A14 271 °C	=	-58
A16 238 °C		A15 314 °C	=	-76

通常、軽い留分では+10℃～+20℃のギャップがある。従って、A11とA12の蒸留に関しては、キレが良くないと言えるであろう。重質油についてもキレが悪い。

対策としては、常圧蒸留塔の各製品間のトレイ数を増加することである。

第一常圧蒸留装置からのこのような規格をはずれた製品は、製油所からの最終製品の品質には影響を与えていない。何故ならば、これらの製品は他の常圧蒸留装置からの製品と混合されるだけだからである。

2) 常圧蒸留装置の製品の規格より低い初留点

製品 A11, A12, A13, A14 について、初留点が規格外、つまり、規格より低い。

現在、常圧蒸留装置にストリッピング・スチームの設備はあるけれどもストリッピングスチームは導入されていない(図3.5-1と図3.5-2参照)。

3) A15とA16の初留点

A16 の初留点は159℃であり、これは理論的にA15の初留点より高いはずである。しかしながら、分析データではA16の初留点はA15の初留点より低い。

4) A13とA14の引火点

A13とA14の引火点は、製品規格より低い。これは、軽質分を含むA13とA14の初留点にも関連している。

ストリッピング・スチームの導入でA13とA14の引火点は改良されるであろう。

5) スタビライザーとスプリッターの設置

現在、W-1塔頂部からのLPGを含むA10留分は、他装置に送られ他装置からA10と一緒に処理され、LPGと軽質ナフサに分離されている。しかし、第一原油蒸留装置からの製品A10には、他装置からのA10に較べて硫黄分を多く含んでいるため、他装置からのA10と一緒に処理されるのは好ましくない。他装置の低硫黄の製品の品質確保のため、第一原油蒸留装置内にスタビライザーとスプリッターを設置すべきである。

(2) 第一減圧蒸留装置(表3.5-3参照)

1) W-1とW-2の塔底油

(a) 引火点

W-1塔底油の引火点は、W-2塔底油の引火点より10℃程高い。理論的にこのようなことは起こりえない。

なんとなれば、W-2の中でW-1塔底油の軽質分は蒸発するので、W-2塔底油の引火点は、W-1塔底油の引火点より高いはずである。

(b) 粘度

引火点でみられたと同じ状況が粘度についても観察された。引火点の場合と同様、このようなことは理論的にありえない。

2) P11の比重と析出点

P11の比重は0.877であるが、製品規格の0.880~0.895を満足していない。

析出点も製品規格では、+8℃となっているが、実際、+6℃と低い値である。

P12の軽質分をP11留分に抜き出すことによって、比重と析出点は改善できるであろう。

3) P12の終点

P12の終点は、468℃であり、製品規格の460℃を満足していない。引火点は、製品規格を十分満足しているため、析出点を満足する範囲内で、P12をより少なく抜き出すことをリコmendしたい。

4) P13の品質

運転データによれば、次の項目が規格を満足しない。

-析出点は+27℃で、製品規格のmin. +37℃を満足しない。

-製品規格の終点 - 初留点 \leq 120℃は、満足されていない。

運転データでは、終点 - 初留点=147℃である。

-粘度は、9.61cStで、製品規格の10.5から12.5cSt(100℃)を満足しない。

3.5.2 製品規格（現状）

現状の製品規格については、表3.2-3を参照されたい。

(1) P11とP12の引火点と終点

現状の製品規格によれば、P11とP12の引火点と終点は同一である。P11とP12の抜き出し位置から判断すれば、P11の引火点と終点はP12より低いはずである。

このことは、実際の試験分析値によって証明されている。

これは、現在では問題となっていない。これらの製品が、製品規格を満足しているからである。しかしながら、異なる留分に対して同一の引火点と終点を規定することは意味がないように思える。

3.5.3 製品規格（近代化後）

近代化後に適用される製品規格については、表4.2-1を参照されたい。

(1) 減圧蒸留塔底油(VR)の針入度の規格

新しい製品規格では、減圧蒸留塔塔底油の針入度の測定には、ASTM D1321を適用するようになっている。ASTM D1321は、パラフィン・ワックスに用いられるので、ASTM D5を採用するほうがよい。

第2次現地調査で、単純ミスと判明、PPSAは減圧蒸留塔塔底油の針入度の測定にASTM D5に改訂した。

3.5.4 シミュレーション・モデルによって得られた推定製品性状

第一常圧蒸留装置・第一減圧蒸留装置のシミュレーション・モデルによって得られた推定製品性状は、近代化後に適用される新しい製品規格と比較され再検討された。

(1) A13の引火点

シミュレーションによれば、A13の引火点の製品規格80℃を満足出来ない。

近代化後の常圧蒸留装置から、灯油留分の抜き出しがないため、推定引火点は、53

℃である。

A12の終点が180℃であることから、A13の引火点は、製品規格を外れるであろうと予測される。

第2次現地調査で、PPSAは、次の理由によりなんら問題ないと説明した。

- 1) 他の常圧蒸留装置で灯油留分が生産できるため、第一常圧蒸留装置で灯油留分を抜き出す必要はない。
- 2) 近代化後の運転でA13の引火点に大きな問題があり、必要であれば、製品規格を改訂する。

結果として、A13の引火点の製品規格は変更されず、この概念設計では、シミュレーション・モデルから得られた値を採用する。

(2) 製品の初留点

ストリッパーで製品性状を調整される製品で、近代化後初留点を規制しているのはA12のみであるが、ストリッピング・スチームを導入することによって、A12の初留点はほぼ製品規格を満足した。

シミュレーションモデルでは、現状の運転でストリッピング・スチームが導入されていないため、槽として取り扱われており、近代化後も少量のストリッピング・スチームが導入されているものの、この概念設計では関連する回転機・配管の取り替えはあるものの、改造なしで既設ストリッパーを使用可能と判断している。

従って、基本設計ではトレイ・パフォーマンスをチェックし、抜き出し段から製品タンクに至る迄のハイドロリック・チェックを実施し、既設設備が転用可能かどうかを確認し、必要な対策を取らねばならない。

表 3.5-1 COMPARISON OF PRODUCTS PROPERTIES OF NO. 1 ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT WITH ITS SPECIFICATION (1/2)

1. Distillation

	A ₀	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄	A ₅	A ₆
IBP							
Actu.	27	84	123	152	158	178	159
Spec.	Min.25	78.5± 5	130	220	180	N.A	N.A
50 %							
Actu.	66	114	153	197	236	273	316
Spec.	N.A	N.A	N.A	200	N.A	N.A	N.A
70 %							
Actu.	80	122	160	206	248	286	332
Spec.	N.A	N.A	N.A	N.A	N.A	87 % 350	80 % 350
90 %							
Actu.	93	139	171	221	264	304	350 (88 %)
FBP							
Actu.	102	153	185	237	282	323	-
Spec.	< 108	148 ± 5	190	N.A	N.A	N.A	N.A

表 3.5-1 COMPARISON OF PRODUCTS PROPERTIES OF NO. 1 ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT WITH ITS SPECIFICATION (2/2)

2. Flash Point (° C)

	A ₀	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄	A ₅	A ₆
Actu.	< 0	< 0	21	47	53	79	94
Spec.	N.A	N.A	N.A	Min.55	66	N.A	N.A

3. Density (ASIM D 941-83) (g/cm³)

	A ₀	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄	A ₅	A ₆
Actu.	0.661	0.736	0.764	0.797	0.820	0.836	0.856
Spec.	N.A	N.A	N.A	N.A	0.810 ~ 0.835	0.830 ~ 0.850	0.850 ~ 0.870

表 3.5-3 COMPARISON OF PRODUCTS PROPERTIES OF NO. 1 VACUUM DISTILLATION UNIT WITH ITS SPECIFICATION (1/2)

1. Distillation

ASTM	P ₁₁ D86-67	P ₁₂ D-1160	P ₁₃ D-1160	P ₁₄ D-1160	Vacuum Residue
IBP					
Actu.	250	372	398	412	
Spec.	N.A	N.A	400	N.A	
FBP					
Actu.	384	468	545	—	—
Spec.	< 460	460	545	N.A	N.A
FBP- IBP <120	N.A	N.A	Actu. 147 Spec. 120	N.A	N.A

2. Flash Point (ASTM D 9317) (° C)

	P ₁₁	P ₁₂	P ₁₃	P ₁₄	Vacuum Residue
Actu.	141	205	237	260	—
Spec.	> 120	> 120	> 220	210	N.A

表 3.5-3 COMPARISON OF PRODUCTS PROPERTIES OF NO. 1 VACUUM DISTILLATION UNIT WITH ITS SPECIFICATION (2/2)

3. Density (ASIM D 941-83) (g/cm³)

	P ₁₁	P ₁₂	P ₁₃	P ₁₄	Vacuum Residue
Actu.	0.877	0.901	0.914	0.938	—
Spec.	0.880 ~ 0.895	N.A	0.910 ~ 0.925	N.A	N.A

4. Freezing Point (° C)

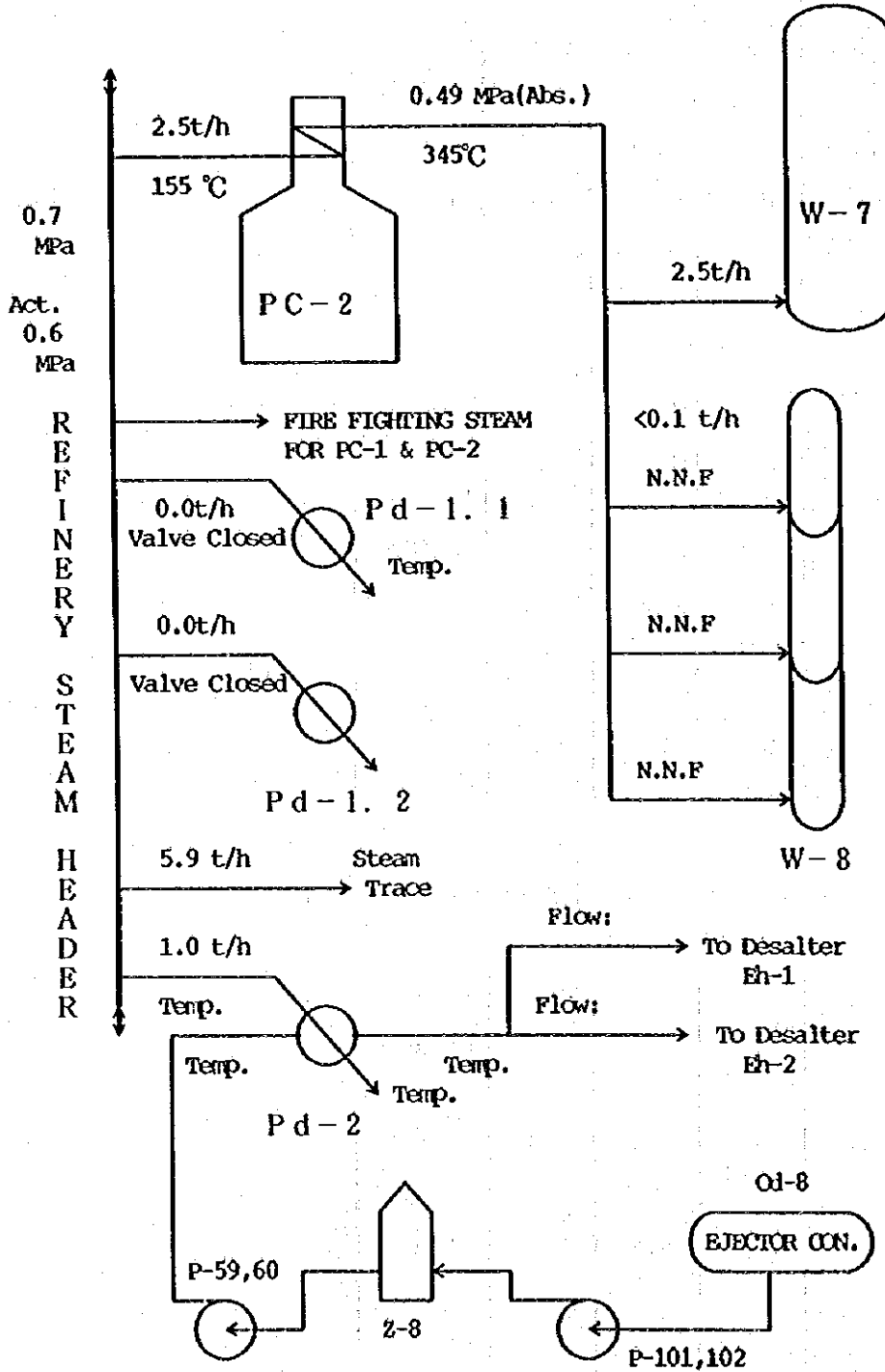
	P ₁₁	P ₁₂	P ₁₃	P ₁₄	Vacuum Residue
Actu.	+6	+21	+27	+37	—
Spec.	+8	N.A	> 37	N.A	—

5. Softning Point (Rink and Ball Method) (DIN 1995)

	P ₁₁	P ₁₂	P ₁₃	P ₁₄	Vacuum Residue
Actu.	—	23	25	29	32
Spec.	N.A	N.A	N.A	N.A	43.6 ~ 46.3

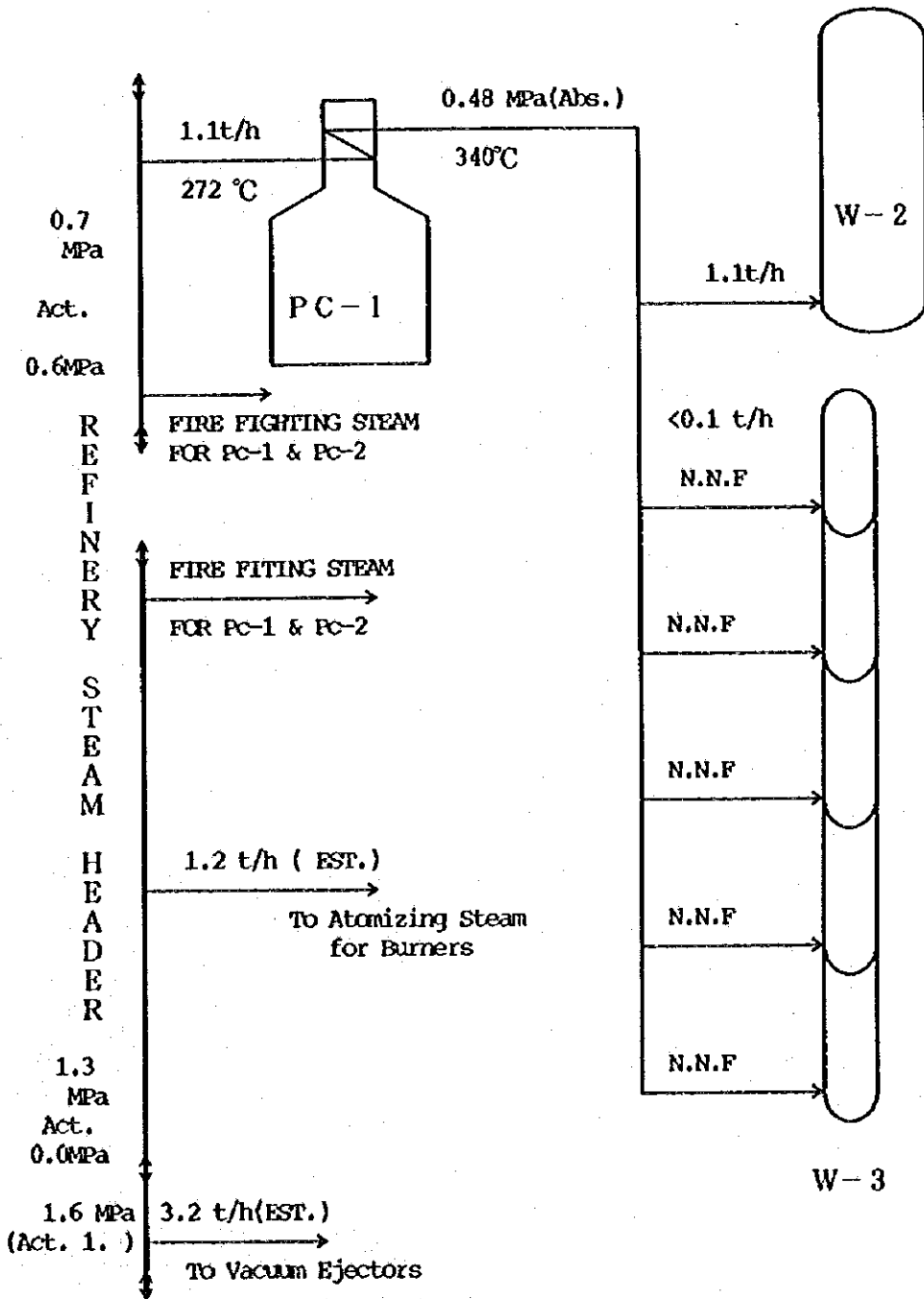
図 3.5-1 STEAM CONSUMPTION (0.7 MPa STEAM)

DATE : 26 NOVEMBER 1993
 TIME : 09:00 ~ 10:00
 PLACE : NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT
 STEAM CONSUMPTION : 9.4 t/h



3.5-2 STEAM CONSUMPTION (1.3 MPa & 0.7 MPa STEAM)

DATE : 26 NOVEMBER 1993
 TIME : 09:00 ~ 10:00
 PLACE : NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT
 STEAM CONSUMPTION : 1.3 MPa . t/h
 0.7 MPa . t/h



3.6 炉内燃料効率及びエネルギーバランス

3.6.1 加熱炉効率

加熱炉効率が、つぎのように計算された。

(1) Pc-1

1) 燃料消費量

運転データによると、126.6Gj/hである。

2) 吸収熱量 (表3.2-9参照)

既設装置のシミュレーションから、123.8Gj/hである。

3) 燃料効率

$$\frac{123.8}{126.6} \times 100 = 97.8 \%$$

4) Pc-1の熱効率の再検討

過剰空気率から判断すると、燃料効率 97.8%は信じられない。Pc-2の燃料効率を考慮すると、60から70%が実際の燃料効率であろう。

5) 高い燃料効率の推定される原因

(a) 流量計の精度

第2次現地調査で、燃料油と燃料ガスの流量計の精度が確認された。PPSAは、それら流量計は1993年の9月と10月に点検されているので、異常は無いはずであると説明した。

(b) W-2の塔頂圧力

W-2の塔頂圧力は、燃料消費量に影響を与える。即ち、W-2の圧力が低ければ低いほど燃料消費量は少なくなる。

シミュレーション・モデルでは、W-2の圧力は、実際の運転データより高く仮定されている（表 3.2-7を参照されたい）。このことは、シミュレーション・モデルから得られたPc-1の推定吸収熱量（123.8 Gj/h）は、実際の吸収熱量より多いことを意味している。燃料効率は、高く計算されることとなるのは、このためであろうと考えられる。

(c) W-1塔底油の適切でないサンプリング位置

3.2.2で議論したように、W-1塔底油のサンプリング位置は適当でない。

上記の検討により、運転データとシミュレーションで得たW-2の塔頂圧力の違いと誤ったW-1塔底油のサンプリングによって、燃料効率に異常値がでたものと考えられる。

基本設計においては、再度、W-2の塔頂系の正確な圧力と適切なW-1塔底油の分析データを使用してシミュレーションを実施することを推奨したい。

(2) Pc-2

1) 燃料消費量

運転データによると、64.37Gj/hである。

2) 吸収熱量(図3.2-9参照)

既設装置のシミュレーションから、41.13Gj/hである。

3) 燃料効率

$$\frac{41.13}{64.37} \times 100 = 63.9 \%$$

4) Pc-2の燃料効率の検討

過剰空気率を考慮すると、この効率は妥当である。

3.6.2 第一原油蒸留装置のエネルギーバランスの検討

PPSAから提出された第一原油蒸留装置のエネルギーバランスを図3.6-1に示す。

このエネルギーバランスが作成された時の運転条件を確認する必要があるが、第一減圧蒸留装置への第一常圧蒸留装置からのバイパスがないので、最大通油量での運転時のデータにもとずいて作成されたものであろう。

(1) 熱効率

図3.6-1にもとずいて、Pc-1とPc-2の熱効率をもとめるとつぎのようになる。

$$Pc-1 : (39,136.6 - 13,261.5) / 39,136.6 = 66.1 \%$$

$$Pc-2 : (23,735.2 - 7,634.9) / 23,735.2 = 67.8 \%$$

経験に照らし合わせてこれらの効率は、現実性がある。

(2) 図3.6-1の各セクションごとのエネルギーバランス

熱交換器、冷却器、塔W-1、加熱炉Pc-1、塔W-2、塔W-7の図3.6-1の各セクションは、エネルギー的にバランスしなければならない。

図3.6-2は、図3.6-1を簡略化したものである。

表3.6-1は、図3.6-2の各セクションのエネルギーバランスのまとめである。この表から、各セクションのエネルギーは、バランスしていないことがはっきり分かる。特に、Pc-1のエネルギーの入力は、127,136.6Kw、エネルギーの出力は、232,596.1Kwである。

エネルギーバランスは、注意深く計算しなければならない。なぜならば、過去のデータと比較してエネルギーバランスを再検討するのが難しいからである。

表 3.6-1 ENERGY BALANCE IN EACH SECTION (kw)

Section	In	Out
Heat Exchangers	138,882.2	137,042.5
Coolers		
W-1	95,811.9	95,827.1
Pc-1	127,136.6	232,596.1
W-2	206,302.4	72,389.3
Pc-2	29,635.2	59,631.5
W-7	76,651	77,151

3.6-1 ENERGY BALANCE OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT

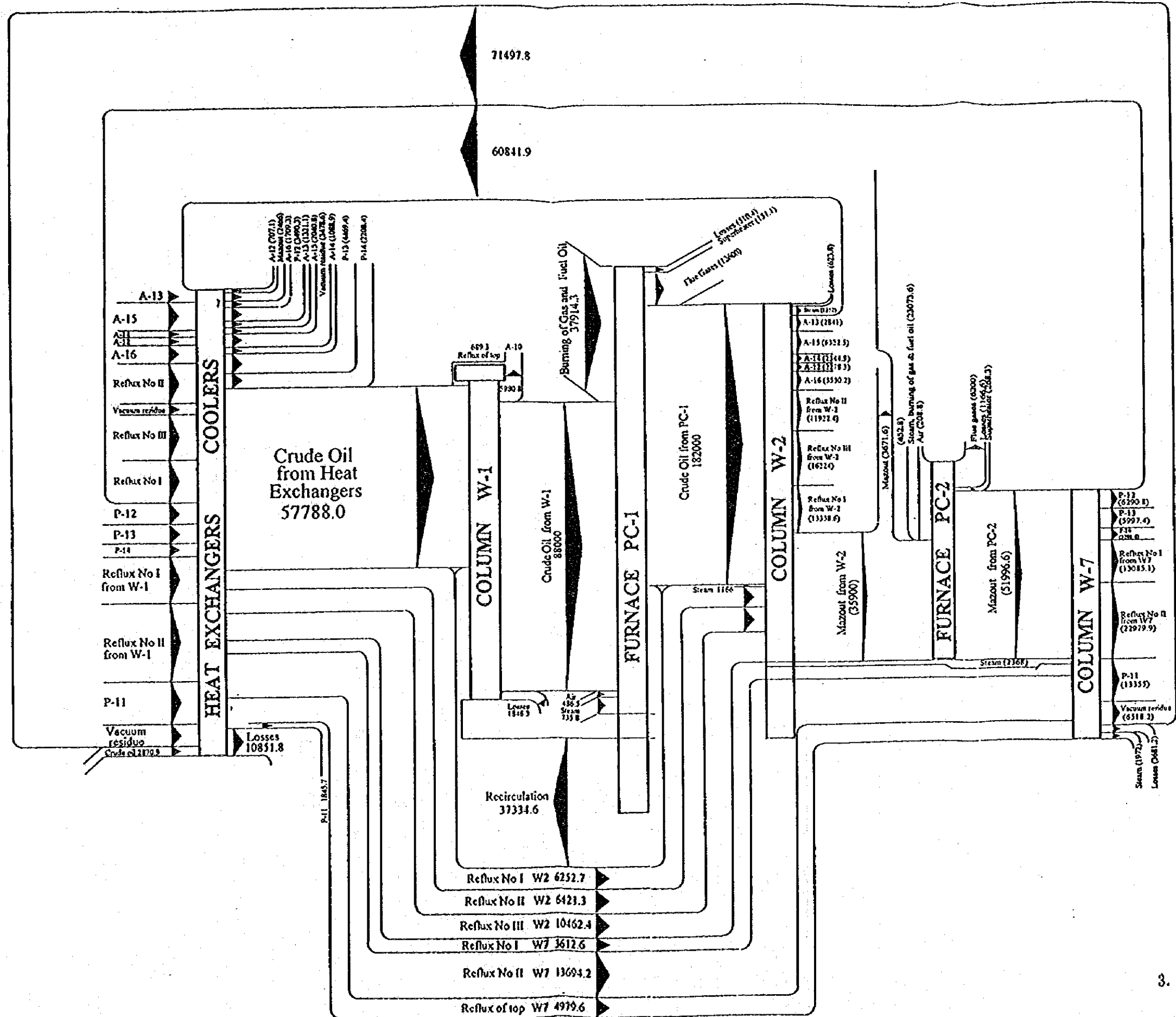
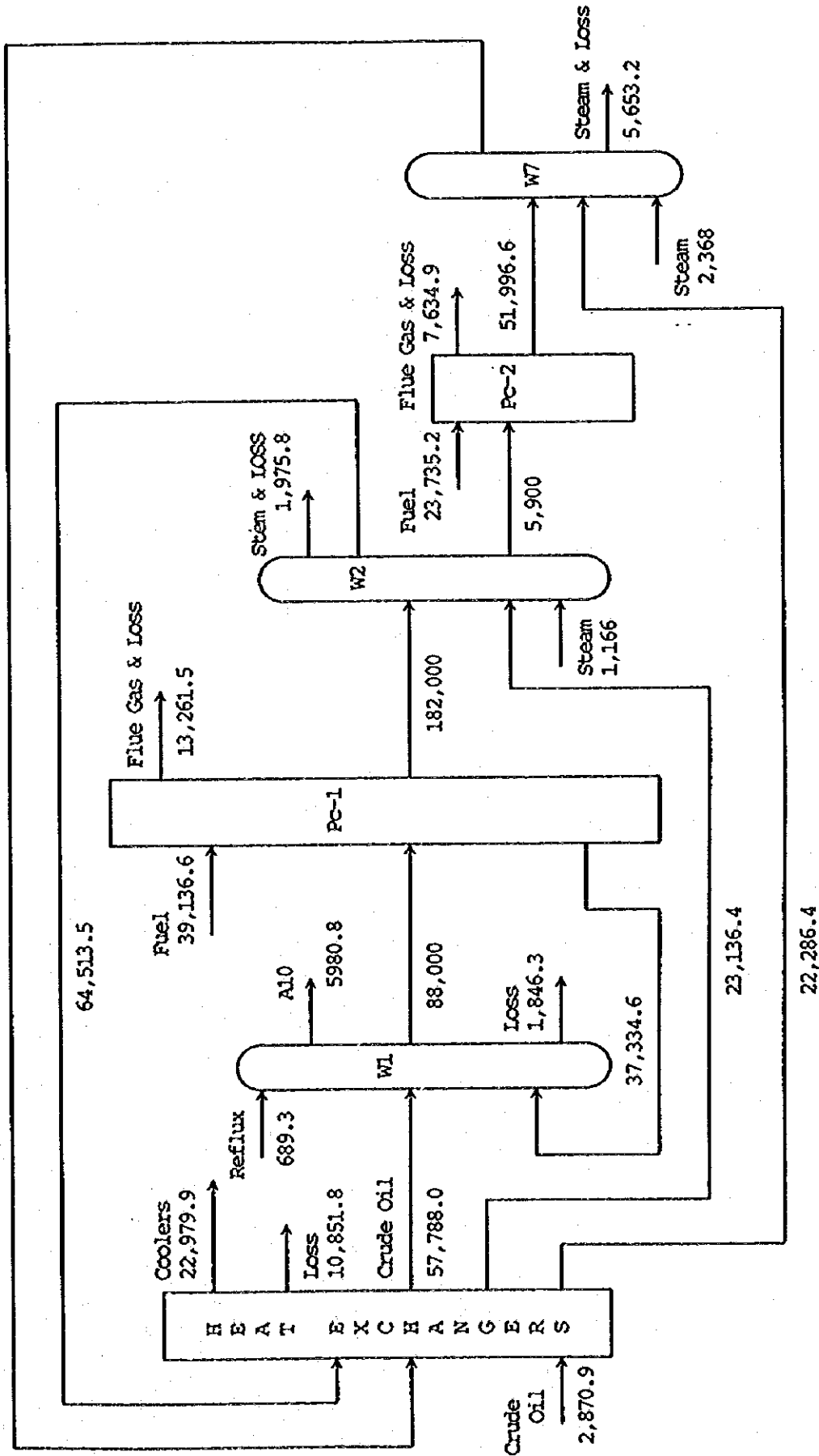


FIG 3.6-2 ENERGY BALANCE OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (1989)

Unit : kW

71,497.8



3.6-7

3.7 環境対策の方法

表 2.9-1にみられるように、PPSAの1993年度における排出規制未達の汚染物質はフェノール、メタノール及びHCであるが、表 3.7-1に示されているように第一原油蒸留装置に関するものはSO₂及びHCのみである。SO₂は加熱炉Pc-1及びPc-2の排気ガスによるものであり、HCはエジェクター等プロセス末端の大気開放部より大気中にリークしているものと思われる。少量の H₂Sのリークと共に悪臭の主因ともなっている。

3.7.1 排出量の削減対策

(1) SO₂排出量の現状

SO₂排出量は次の3方法による算定が可能である。

- 1) 燃料消費量及び燃料中の硫黄含有量
- 2) 排ガス量及び排ガス中の SO₂濃度
- 3) 熱収支による理論計算

表 3.7-2は上記の 3方法による計算結果を示したもので、算定法方により大きな差が見られるが原因は測定値の誤差によると思われるので、今後PPSAにおいて 3方法による計算結果が同一になるように測定値の精度を上げていく努力が必要である。

尚、SO₂ 排出量の計算に際しての主要な前提条件は以下の通りである。(詳細については表 3.3-4参照)

(主要前提条件) 1993年11月26日の測定条件に準拠

- ・原油：ウラル原油100%
- ・負荷：第一原油蒸留装置 270t/h
- ・燃料：

Item	Pc-1	Pc-2
Fuel oil (Kg/h)	2,300	1,200
-Sulfur content (wt%)	2.80	2.80
-LHV (kcal/kg)	9,443	9,443
Fuel gas (Nm ³ /h)	1,000	476
-H ₂ S content (Vol%)	0.81	0.81
-LHV (kcal/Nm ³)	8,516	8,516
空気過剰係数	1.83	1.48
乾き排ガス量 (Nm ³ /h)	appx. 55,000	appx. 22,300

・排ガス分析値：表3.3-4と同じ

Item		Pc-1	Pc-2
Flue gas temperature (°C)		310	360
Flue gas composition (Vol%)	CO ₂	8.12	10.20
	CO	0.0	0.0
	O ₂	9.5	6.83
	N ₂	75.24	71.16
	NO _x (Vol ppm)	47	113
	SO ₂ (Vol ppm)	7	495

(注) Pc-1のNO_x及びSO₂の値が異常に低い。燃料消費量によるSO₂濃度の計算値は、Pc-1で557ppm、Pc-2で710ppmである。

・排ガス濃度規制値(1993)及び排出実測値(PPSA測定)：表4.5-2と同じ

Item		Emission volume limit (kg/h)	Real emission volume (kg/h)
Pc-1	SO ₂	56.6	97.9
	NO _x	17.4	7.8
	CO	10.0	0.3
PC-2	SO ₂	20.3	50.6
	NO _x	7.7	4.2
	CO	6.0	0.8

(注) shows that emission volume exceeds the limit

・熱収支：表3.6-1参照

(2) SO₂ 排出量の削減対策

SO₂ 排出量の削減対策としては、一般には次の方法が考えられる。

1) 省エネルギーによるSO₂ 排出量の削減対策

4.4 節参照。特に、過剰空気率の削減並びに空気予熱器の設置による排気ガスの熱回収及び熱交換器の配置換えと増設による熱回収の強化は省エネルギー効果の大きい対策であると思われる。

2) 低硫黄燃料の使用による SO₂排出量の削減対策

現行の燃料は硫黄含有量が高いVacuum residue (硫黄含有量2.8 wt%)が中心であり、補助燃料として製油所内で発生するOff-gas (H₂S含有量0.8l Vol%)を使用している。従って、燃料の低硫黄化に比例した SO₂排出量の削減効果が期待できる。

3) 排ガス脱硫設備の設置

多額の設備投資を必要とするが、脱硫分の直接効果が期待できる。

3.7.2 H₂S 排出量の削減対策

4.6 節参照。

3.7.3 環境対策上の問題点

環境対策の立案は、環境汚染物質排出量の正しい数値に基づいて行わなければならない。しかしながら表 3.7-2に見られるように、SO₂ の排出量は算定法方により大きな差が見られ、どの数値が正しいのか不明である。測定結果又は、計算結果は燃料の混焼比率（液体燃料とガス燃料）によっても大幅に変わってくるので、年間を通しての平均的な混焼比率により SO₂の排出量を算定する必要がある。

表 3.7-1によれば、1993年度における SO₂排出量はPc-1及びPc-2共に規制値を越えている。更に、1998年以降規制が大幅に強化される予定であるので SO₂排出量の削減対策を早急に検討する必要がある。

上記の SO₂排出量の削減対策の必要性については、PPSAとしてもよく認識しており法規制の強化スケジュールを勘定しながら中長期計画により設備的な対応の検討が進行している。

表 3.7-1 AIR POLLUTION LIMIT & EMISSION VALUE OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (1993)

Item	Emitter Symbol	Emitter Location	Emitter Dimension H(m)XD(m)	Pollutants	Emission Limit value		Emission value	
					(kg/h)	(ton/y)	(kg/h)	(ton/y)
1	BEM 001	Pc-1	48.04x3.35	SO ₂ NO _x CO HC-aliph. HC-arom.	56.58 17.42 10.00 3.00 0.50	282.9 87.1 50.0 18.0 3.0	97.92 7.8 0.3 0.09 0.017	411.3 56.8 2.2 0.6 0.1
2	BEM 002	Pc-2	33.79x1.98	SO ₂ NO _x CO HC-aliph. HC-arom.	20.31 7.74 6.00 2.00 0.25	101.5 38.7 30.0 12.0 1.5	50.58 4.18 0.76 0.04 0.016	367.4 30.4 1.1 0.3 0.1
3	BEM 003	Od-8 Zb-3 Slop Tanks	26.00x0.11	HC-aliph. HC-arom.	44.0 1.00	348.4 7.9	9.0 -	64.6 -
4	BEM 004	Rv on Slop Tanks Zm-2,Zm-3	10.26x0.40	H ₂ S HC-aliph. HC-arom.	1.50 0.03 0.001	11.9 0.2 0.01	1.0 0.02 0.002	7.2 0.2 0.01
5	BEM 230	Rv on Slop Tank Zm-1	40.26x0.28	H ₂ S HC-aliph.	0.001 0.005	0.01 0.01	- 0.006	0.01 0.05
6	BEM 231	Rv on Solution Tank Zm-13	3.32x0.15	HC-aliph. HC-arom.	0.005 0.001	0.01 0.004	0.002 -	0.012 -
7	BEM 232	Rv on Fuel Oil Tanks Z-11,Z-12	3.04x0.15	HC-aliph.	0.025	0.09	0.002	0.012

(Note) Emission limit : Effective on Dec. 31, 1993
 shows substances exceeding permitted limit

表 3.7-2 CALCULATED EMISSION VALUES OF AIR POLLUTANTS (1993)
(270t/h throughput of crude oil)

(Unit: Kg/h)

Item	Emission limit by regulation (1993)	Current emission measured by PFSA (1993)	SO2 emission calculated by fuel consumption			SO2 emission calculated by heat balance		
			100% Oil	Mixed	100% gas	100% Oil	Mixed	100% gas
Pc-1	SO2	97.9	179.3	151.9	292.3	247.6	133.9	
	NOx	7.8						
	CO	0.3						
Pc-2	SO2	50.6	91.2	78.2	97.0	83.2	44.5	
	NOx	4.2						
	CO	0.8						

Item	SO2 emission calculated by concentration	
	Pc-1	SO2
Pc-2	NOx	5.3
	CO	
	SO2	31.5
	NOx	5.2
	CO	

(Note)

-Mixed ratio between fuel oil and fuel gas is determined by each fuel consumption quantity as shown in Table 3.2-4.

-Values in the table are based on 270t/h throughput of crude oil

3.8 環境測定及びモニタリングシステムの現状

3.8.1 サンプル採取方法の確認

全採取ガスについて採取位置、採取点、採取口、採取管、導管、捕集部について確認したが、JIS と比較して次の点を除き特に問題はない。

- (1) SO₂ : 手分析のために液体捕集を行う場合は、採取管のヒーティングが必要
- (2) H₂S/RSHH : 捕集袋としては、PVF 製のもの又はガラス製の真空瓶が望ましい
- (3) HC-Alipha/Aroma : 捕集袋としては、PVF 製のものでダイアフラムポンプ等を介さない減圧式が望ましい

3.8.2 サンプル分析方法の確認

(1) SO₂

ポーランド製の装置である MADUR GA-60 を使用しており、短時間で多項目の測定が容易に行える利点がある。

しかし、滴定法又は吸光法による手分析法並びに標準ガスを使用して校正する連続測定器と並行測定を実施して測定値に誤差のないことを確認しておく必要がある。

PPSA が分析測定の外注機関として利用しているエネルギーポミール社においては、JIS でも採用している紫外線吸収装置で測定しているが、このほうが正確な測定値が得られるはずである。

紫外線吸収装置は、標準ガスを使用して測定の都度校正を行うので信頼性が高く又、実ガス測定において妨害成分の影響も少ない。

JIS に採用されている方法には、次のものがある。

- Neutralization Titration Method
- Precipitation Titration Method
- Tubimetric Method

(2) NO_x

MADUR GA-60 使用している。SO₂ と同様に、吸光法による手分析法並びに標準ガスを使用して校正する連続測定器と並行測定を実施して測定値に誤差のないことを確認しておく必要がある。エネルゴポミール社では、化学発光方式の装置を使用しており校正用の標準ガスも旧西独 AGA社製を使用している。AGA 社は世界的に有名な会社であり、信頼性は高いものと思われる。

JIS に採用されている方法には、次のものがあり若干の熟練を必要とするがどちらの方法でも正確な値が得られる。

- Zn-NEDA Method
- PDS Method

(3) CO

MADUR GA-60 を使用している。

COに関しても、ガスクロを用いての手分析法並びに標準ガスを使用して校正する連続測定器と並行測定を実施して測定値に誤差のないことを確認する必要がある。

PPSAには、GC-TCDがあるので数回並行測定を行えば測定値は信頼性の高いものになる。JIS にも採用されている検知管法で測定値の確認を行ったが妥当な数値であった。

(4) H₂S/RSH

FPD 付きのGCで分析しており問題はない。

(5) HC-Alipha/Aroma

FID 付きのGCで分析している (HP5890A-FID with Integrator)。標準ガスの作成方法、サンプル注入等正確な操作が行われており問題はない。

3.8.3 排出測定値

加熱路Pc-1（測定点BEM-001）における排気ガスの測定結果は以下の通りである。

測定項目	MD MADUR GA-60	検知管(ガステック)	使用検知管
O ₂ (%)	10.23	17	NO. 31
H ₂ S (ppm)	0	ND < (1)	4L
CO (ppm)	6	7	1L
SO ₂ (ppm)	201	測定不能	5M
NO ₂ (ppm)	5	ND < (2.5)	NO. 10
NO (ppm)	64	測定不能	NO. 10
CO ₂ (%)	7.7	-	-
NOx (ppm)	70	測定不能	11S
RSII (ppm)	-	ND < (0.1)	70L
HC-Alipha(ppm)	-	50	NO. 140
HC-Aroma (ppm)	-	ND < (2)	NO. 140

(Note) ND : 不検出

3.8.4 PPSAにおける測定場所並びに排出規制値及び実測値

表 3.7-1参照。

3.9 管理システムの評価

第一原油蒸留装置の管理システムの評価を、運転管理面及び保安全管理面から行った。尚、運転管理面からの評価の内、設備の機械的・プロセス的問題は、3章 3.2から3.6で取り扱っている。

3.9.1 運転管理面

(1) 組織

PPSAの全体組織を図 2.4-1に示した。その組織の中で、Refinery Production Departmentに属する PR-3 Departmentが第一、二、三、及び四原油蒸留装置を管轄し、この管理下で DRW-1 Sectionが第一原油蒸留装置の製造設備の運転管理と保安全管理の一部を行っている。

DRW-1 Section の組織を図 3.9-1に示す。PR-3に属するProcess Engineer一人がプロセス担当として運転管理を担当し、DRW-1 Section には機械設備と電気設備の保全計画と保全の準備作業を行う機械設備と電気設備担当者、製造設備の運転を担当する運転担当者が配員されている。

(2) 労働時間と労務費

第一原油蒸留装置の運転は、表3.9-1及び表3.9-2に示すように4直3交替(1直7人)16日サイクルの交替勤務で行われ、プロセス担当者と設備担当者の業務は昼間業務である。

第一原油蒸留装置の労働者の各職務を概略分類し、各分類毎の平均賃金を表 3.9-3に示す。1993年10月現在の平均の基本賃金は 8.3×10^6 Z1/月である。

(3) 運転管理

DRW-1 Section の総人数は35人(Process Engineerを含む)であり、装置の運転は1直7人で行われている。図 3.9-2に日本国の製油所の100,000 BD規模の常圧蒸留装置と50,000 BD 規模の減圧蒸留装置を含む製造部門の交替勤務体制の一例を、参考として示す。

この装置は分散型制御システム(Distributed Control System : DCS)等自動化計表を採用した近代化的な精製装置で、第一原油蒸留装置の組織と配員を直接比較することは出来ないが、70,000 BD 規模の常圧蒸留装置と減圧蒸留装置の運転には明らかに

過大な人員と考える。

組織が過大になる要因としては次が考えられ、PPSAの組織改革を行う場合は検討が必要である。

- 1) 原油精製装置は70,000 BD規模と小さな精製能力の装置に4分割され、運転管理上非効率になっている。
- 2) 第一原油蒸留装置と第二、第三、第四原油蒸留装置が離れて位置しているため、設備的な統合の妨げになっている。
- 3) DRW-I、II、III及びIV Sectionは、独立した管理組織となっている。このことは、4つのセクションの統合やスタートアップ、シャットダウン、エマージェンシーオペレーションの相互応援体制の確立の妨げになっている。
従業員の効果的な雇用に促進するために、下記の事項を検討することが必要である。上記の事項に関する改善に加え、以下の装置の改造を行うことにより、表 3.9-4に示す雇用の最適化が期待できる。
- 4) 自動化したエマージェンシーシャットダウンシステムの導入
- 5) DCS 化等運転の自動化システムの採用

3.9.2 保安全管理面

(1) 管理組織及び配員

PPSAの保全部門では集中保全方式を採用しており、第一原油蒸留装置に対する保全部門の管理組織を分離した評価は出来なかった。図 3.9-3に、Maintenance Systemと呼ばれるPPSAの保全部門全体の管理組織と配員を、又その中でワークショップ MZBの管理組織と配員を図 3.9-4に示す。Maintenance Systemには、後述の次の公的機関が含まれている。

UDT (Government Inspection Organization)

ZDT (Local Inspection Organization)

1993年の保全部門の人員構成は Staff 586人、Labourer 2,246人、総人員 2,832人であり、PPSAの全従業員 8,346人の 34%を占めている。1993年に実施された日本国内

の製造業の1,376事業場の調査^{*)}によれば、保全部門と製造部門を100とした構成比で保全部門の従業員数を見ると、化学工業で11.3%、石油・石炭業で23.9%であった。

*1：(社)日本プラントメンテナンス協会：1993年版メンテナンスの実態調査報告書

分散保全方式に比較して少人数化が可能な集中保全方式を採用してはいるものの、日本国での実体からして過大であり、この理由として次が上げられる。

- 1) 装置のエンジニアリング設計、機器製作、建設工事、定期保全時集中する保全業務一部だけを外注業務とし、それ以外の一般保全をすべて自社業務として行う体制を取っている。
- 2) ワークショップ等の加工機械は旧式で取扱いが煩雑であり、また人手に頼る細かい作業が多いため作業効率が悪く、結果的に必要人員が増大している。

日本国内の石油製油所・製油化学工場 Complexを一例として取り上げてみると、精製能力300,000 BD規模の製油所の定期保全業務が集中するピーク時の外注作業数に指摘する大規模な組織・配員を常時保有していることになる。どの程度の業務まで実施しているかを保全部門全体について詳細に把握することは困難であり、適正な人数は評価できないが、上述の日本の製油所と化学工場の Complexを例に考えると、PPSAの一般保全をすべて自社業務で行うとしても配員規模は1000人程度になると推定される。

今後の自由市場経済体制への移行と競争原理の導入の中で西欧諸国と競合できる経営体力をつけるには、保全部門も徹底した組織改革が必要である。この為には、保全業務をすべて自社業務として行うことは、技術面・設備面・経済面から不利である。従って、機械工事、電気工事、計装工事、土木・建設工事、ソフトウェア業務、その他の保全業務の中で、次の業務を現行の業務から分離し、外部メンテナンス会社等へ依存する外注業務として検討する必要がある。

対象となる保全業務：

- a) 特殊技術や設備が必要な保全業務
- b) 高度な技術が必要な保全業務
- c) 高価な設備が必要な保全業務
- d) 付加価値の低い保全業務
- e) 工数の係る保全業務

(2) 労働時間と労務費

保全部門の従業員の労働時間を表 3.9-5に示す。2 交替勤務で保全業務が実施され、労働時間は月間178時間、年間2,136時間である。

日本国内の製造業の実態調査報告^{*1}によれば、1,376 事業場の保全部門の平均労働時間は月間181時間、年間2,132時間であり、PPSAでの労働時間との差があまり認められない。交替勤務では、第一勤務で機械の分解、補修、組立、溶接作業、機械加工等の多くの人手を必要とする作業を行い、第二勤務で機械加工等の人手をあまり必要としない単純な作業だけを行い、作業の効率化を図っている。

保全部門の労務費を、平均ペース賃金として表 3.9-6に示す。

(3) 保全システム

保全を効率的に進めるには、図 3.9-5に示すように、保全技術管理システム、保全作業計画システム、保全資材管理システム、保全予算管理システムの管理的サブシステムで保全システムを構成する必要がある。

ワークショップ MZBの保全システムを図 3.9-5に示す。製造部門の設備担当者が作成依頼する保全工事を、MZBの各保全担当Sectionの計画担当が保全計画の内容に応じて必要な保全技術と作業実施計画、資材使用計画、予算計画、工数使用計画、外注計画を作成する。作業実施計画は職長へ、資材使用計画は資材管理担当へ渡され、職長は保全作業に必要な作業員を選定し、保全作業を実施するとともに保全作業記録を作成し作業管理を行う。この保全作業記録をもとに、保全計画担当は作業実績、資材使用実績、予算実績、工数使用実績について検討し、結果を作業計画へ反映する。

集中保全方式が採用されているものの、MZB内の工種毎の各Sectionでは分散保全方式に近い組織になっており、非効率になっているものと考えられる。保全効率をさらに向上するためにMZB内でも集中保全方式に向けた組織への再編が必要である。(1)項で既に述べたが、保全業務の効率を上げ雇用の最適化を図るには、保全作業と資材管理の実施を外注に依存し現状の MZBの組織体制から分離し、保全業務としては技術管理、作業計画、予算管理とそれぞれの結果の検討による保全効果の測定を中心にしたものとすべきであろう。

(4) 保全管理

1) 保全方式

基本的には計画保全(PM)が採用されていると考えられる。計画保全とは、故障時に企業経営に与える影響度に応じて、全設備を予防保全(PM)と事後保全(BM)に計画的に2区分して行う保全である。

将来的には、保全費の削減と保全効率の向上を図るために、次の保全方式への移行を検討することが重要である。

a) 保全の考え方

PMから改良保全(CM)と予知保全(PdM)への移行である。

現状はPMは、原型復旧のために補修する保全システムである。これに対してCMは保全効率の向上と保全時間を短縮し、機器の余寿命を延ばすことを目標とした保全システムである。

b) 保全時期

故障前に修繕を行う予防保全(PM)には、技術的・経済的に可能であれば極力最適時期を計測し修繕を行うPdMを採用する。

c) 保全時期判断

経験や勘、実績データや統計による方法に加え、コンディションモニタリングにより設備の劣化状態を監視し保全の最適時期を決定する。

効果的な予防保全には、設備のコンディションモニタリングの採用が不可欠であり、優れた設備診断技術が必要である。設備診断技術とは、設備の状態を定量的に測定把握し、劣化兆候が検出された場合の必要な対策をとるための一切の手法を含んでいる。PPSAでは現状回転機械の振動監視程度で他に設備診断技術は殆ど導入されていないため、今後の導入が予知保全への移行の鍵となる。

2) 定期保全

a) 定期保全計画

設備を停止して行う定期保全計画は、定期保全計画表により各機器毎に詳細に計画実施されている。この計画表では各機種毎に、例えば塔槽であれば足場仮設、開放、清掃、目視検査、トレイ取替、復旧等各工種毎に詳細工程が必要日数とともに記載されている。また各機器類の保全内容について、機器類単位で機器類の

仕様と適用規格、保全内容が記載された補修計画書が作成され、定期保全計画表を支援している。

b) 法規制に基づく開放検査と周期

PPSA内に設置されるすべての機器類は、次の公的検査機関の審査を受ける事が義務づけられている。

UDT: Government Inspection Organization

ZDT: Local Inspection Organization

ZDTは、UDTの出先機関として機能している。ZDTとUDTは ZDT/UDT Codesを有しており、PPSA内に設置され ZDT/UDT Codesの適用を受ける機器類の設計、製作、設置運転、保全のすべての計画を管理している。

基本的には使用圧力が0.7 bar以上の機器類を UDTが管轄し、0.7 bar未満の機器類を ZDTが管轄する。設置する機器類については、PPSAが必要書類を整えて ZDTに申請し、ZDTが圧力、温度、安全性からUSD Codeの適用、ZDT Codeの適用、適用外に分類する。ZDT/UDT Codesの適用機器類の提出書類をZDTが機器類単位で製本し、UDT Code対象機器についてはコピーを UDTに提出する。提出書類のコピーを一式 ZDTで保管し、原紙はPPSAに返却される。UDT/ZDT Codes 対象機器類に適用する非破壊検査は、機器類の使用環境により UDT/ZDT Codesで規定され、このCodeに基づいて Inspectorが決定する。この検査の内、目視試験と耐圧試験（設計圧力の1.25倍）を表 3.9-7に示す。この表から、法規制に基づく機器の開放検査周期はインターナルの目視検査の周期で規定され、3年毎になっている。

c) 定期保全周期

第一原油蒸留装置の1988年から1992年の運転と定期保全の実績を表 3.9-8に示す。

1988年から1992年までの定期保全は年1回で計画実施され、1993年以降は1.5年に1回で計画されている。1992年までの定期保全周期1年の理由は次の通りであるが、1年又は1.5年の定期保全周期は短すぎる。

i) 熱交換器や加熱炉の清掃

ii) 機械装置及び部品の修理・交換

ZDT/UDT Codesによる法規制では開放検査周期は最長 3年であり、保全工事量の削減と保全人員の最適化を行うために、2年以上3年を定期保全周期の目標として

改善努力を行うべきである。

d) 緊急保全

製造装置の緊急停止は、1988年にポンプ P-3/4の軸封部のシールから油が漏れ火災が発生し、装置を緊急停止した 1回だけであると報告されている。この時の損失額は静機械、電気、計装の補修費6,094,238 Z1と報告されている。

3) 保全費

1988年から1992年の保全費実績を表 3.9-9に示す。

表 3.9-10^{*2}、^{*3}に、第一原油蒸留装置の建設とほぼ同様時期の1957年米国及び1961年日本で実施された重プロセス（鉄鋼、紙パルプ、硫安、塩ビ、ソーダ、レーヨン、製糖、石油など）の保全費の実態調査結果を参考に示す。中位数の再調達価格に対する保全費は米国で5.9%、日本で7.2%である。1989年及び1990年はインフレ変動開始時期でデータとしての信頼性に欠けるものと考え、1991年、1992年、1993年のデータを検討した。これらの年の保全費の再調達価格費は 11.3 ~ 14.8%であり、米国及び日本の重プロセスの値に比較してかなり高めの値となっている。

保全費の管理についてはその道具となる評価指標が不明確であり、保全費の削減と保全効率の向上の観点から今後次に示すような評価指標を設定した管理が必要である。特に、インフレ率が大きく変動する経済情勢にあり、変動の影響が少ない評価指標が必要である。

- i) 生産量に対する一定比率
- ii) 売上高に対する一定比率
- iii) 製造原価に対する一定比率
- iv) 設備取得額に対する一定比率（再調達価格比）

*2: Maintenance Cost Guide, FACTORY 雑誌、1957年2月号、687社の集計

*3: 設備管理の焦点を探る、マネジメント誌、昭和36年6月号、182社の実数の集計

(4) 在庫管理

在庫管理、ワークショップで行っている。一般保全をすべて自社業務として実施する現状の保全業務に対応して在庫管理を行う場合、過剰在庫は止むを得ないため、保全費の非効率な運用につながる。

3.9.2(1)項で述べたが、将来的に保全部門の組織の改革が検討される場合は、重要

設備の突発故障に対する部品在庫等必要最低限の在庫とし、信頼性の高い外部調達会社の確保を行うなど、在庫管理方法の変更が必要である。

3.9.3 教育

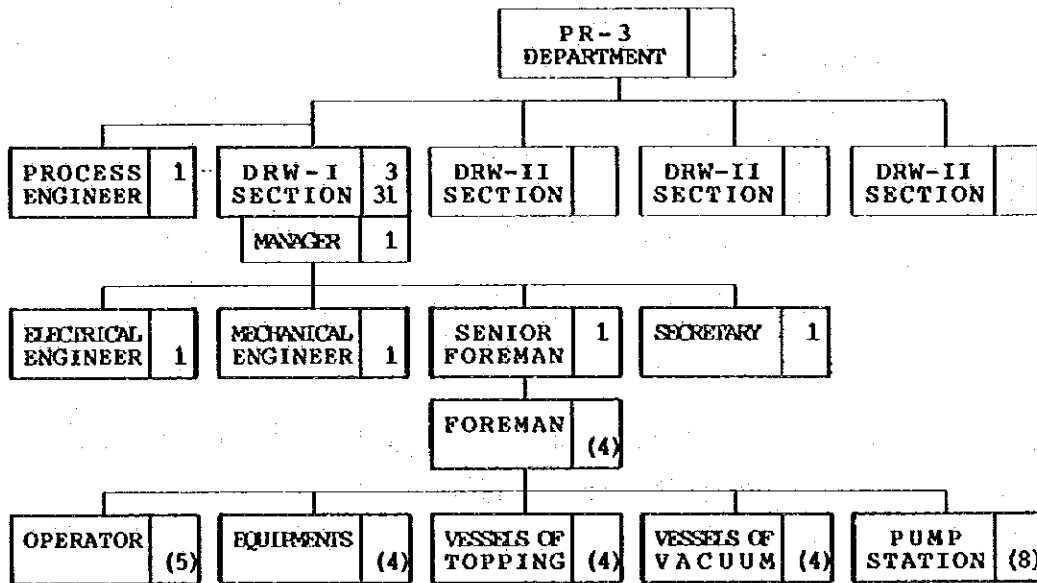
社内規定により、PPSAの各部署の職位毎に必要な資格と人員がすべて規定されており、この資格を得るための教育訓練システムを整備している。このシステムでは、従業員だけでなく、外部からの入構作業者の教育も規定している。この規定の概要は次の通りである。

- Education and Training System:

Instruction for training of workers including safety rules, fire protection, environment protection, and permission of works.

- (1) Introduction
- (2) General description
- (3) Primary training
- (4) Training of positions including all the above subjects
- (5) Some additional training to promote to higher level
- (6) Some kinds of training for external workers to implement works in refinery
- (7) Some training course regarding safety, fire protection, etc.

图 3.9-1 ORGANIZATION CHART OF DRW-I SECTION



* The upper figures show the number of staffs, the lower labourers, and ones in parentheses the number of shift workers.

表 3.9-1 SHIFT OF EMPLOYEES FOR PRODUCTION OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT

SHIFT	SYMBOL	NUMBER OF WORKERS	ON-DUTY TIME
1ST	①	7	06:00 - 14:00
2ND	②	7	14:00 - 22:00
3RD	③	7	22:00 - 06:00
OFF DUTY	○	7	-

表 3.9-2 SCHEDULE FOR WORK ON THREE EIGHT-HOUR SHIFTS

SHIFT	DAY															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
I	①	①	①	①	○	③	③	③	③	○	○	②	②	②	②	○
II	②	②	②	○	①	①	①	①	○	③	③	③	③	○	○	②
III	③	○	○	②	②	②	②	○	①	①	①	①	○	③	③	③
IV	○	③	③	③	③	○	○	②	②	②	②	○	①	①	①	①

表 3.9-3 EMPLOYMENT

AS OF DECEMBER 1993

JOB POSITIONS	EMPLOYEES	AVERAGE SALARY/10' Z1
UNIT MANAGEMENT	1	13.7
TECHNICIAN	4	12.3
OFFICE WORKER	1	6.0
INDUSTRIAL LABOURER	28	7.3
TOTAL	34	8.3

图 3.9-2 INSTANCE OF THREE EIGHT-HOUR SHIFT FOR PRODUCTION OF A JAPANESE REFINERY

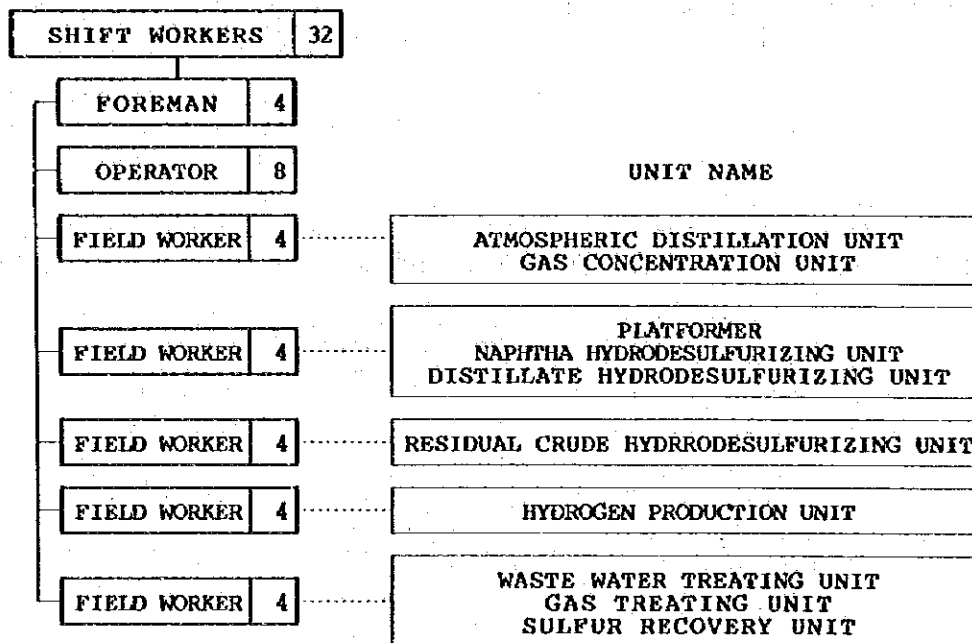


表 3.9-4 EXPECTED OPTIMUM EMPLOYMENT AFTER STRUCTURAL AND ENGINEERING IMPROVEMENT

	CURRENT	AFTER IMPROVEMENT	DIFFERENCE
FOREMAN	4	4	0
OPERATOR	5	5	0
FIELD WORKER	20	8	12

3.9-4 ORGANIZATION CHART OF WORKSHOP MZB

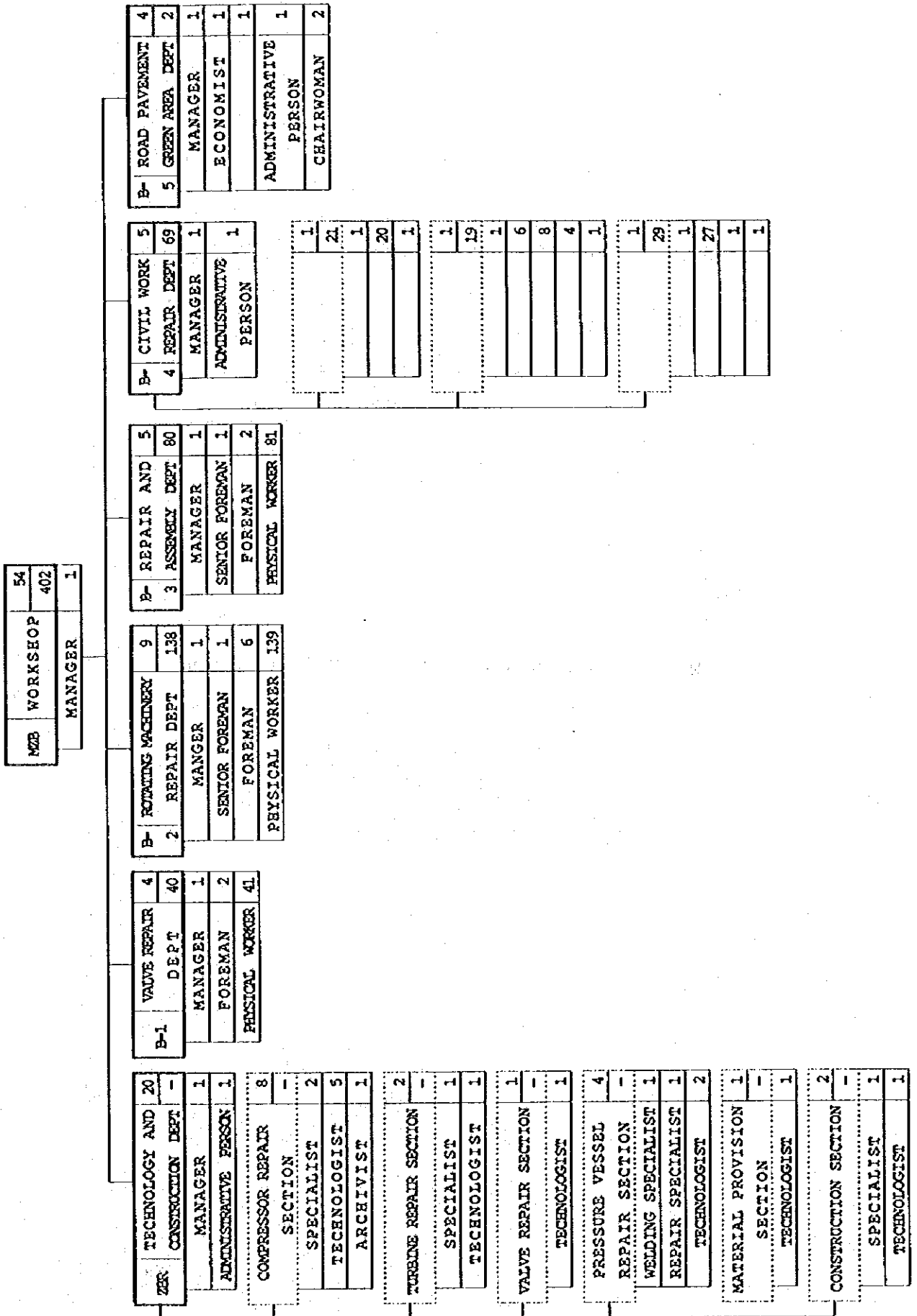


表 3.9-5 WORKING HOUR FOR EMPLOYEES OF MAINTENANCE SECTOR

	DAY	MONTH	YEAR
WORKING HOURS (HOURS)	8	178	2136
SHIFT	WORKING TIME		
1 S T	06:00 - 14:00		
2 N D	14:00 - 22:00		

表 3.9-6 WAGES OF EMPLOYEES FOR MAINTENANCE SECTOR

AVERAGE WAGES/10' Z1	
HOUR	MONTH
0.06	10.68

3.9-5 TOTAL MAINTENANCE SYSTEM

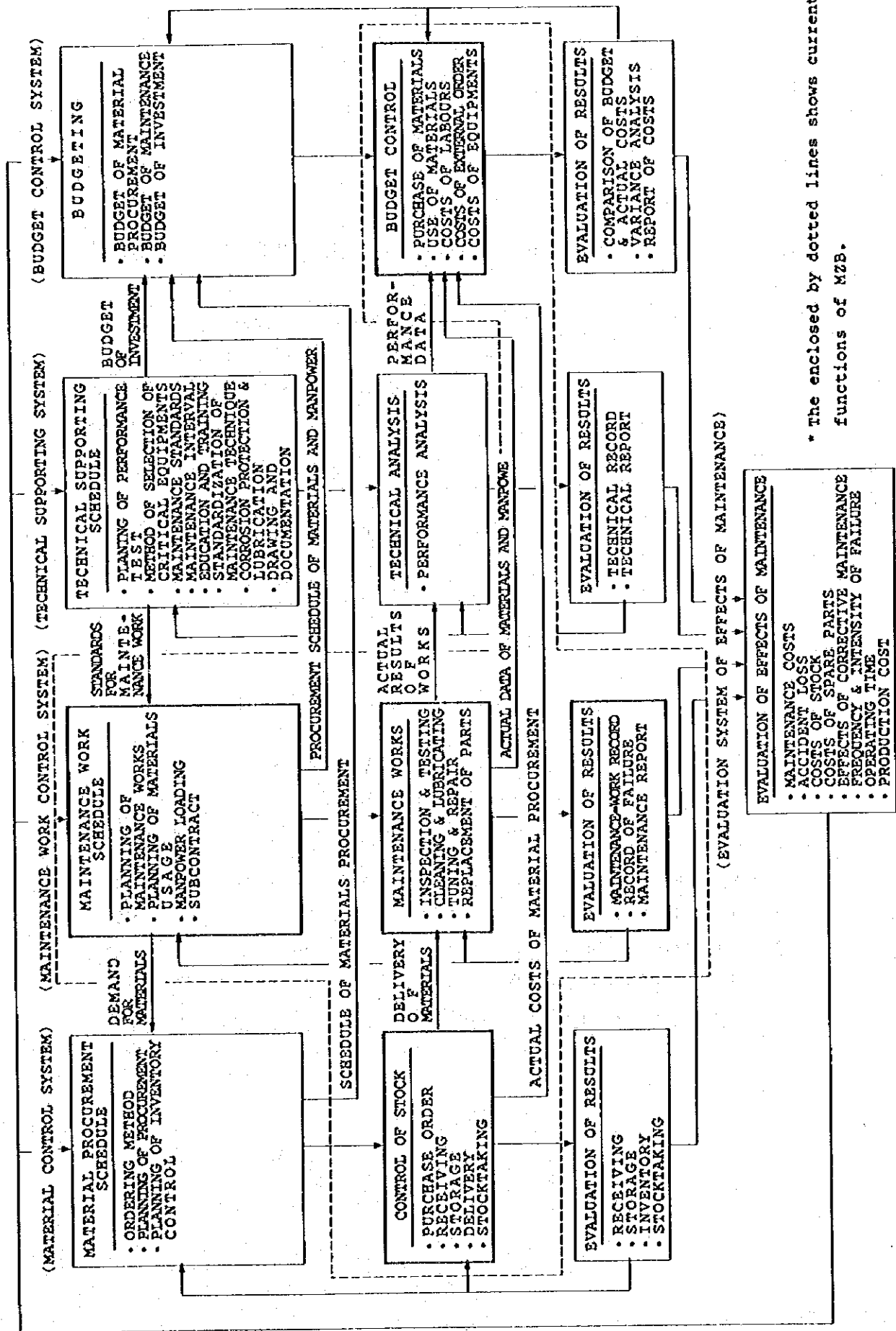


表 3.9-7 INSPECTION OF EQUIPMENT REGULATED BY UDT/ZDT CODES

CODE	EQUIPMENT	INSPECTION INTERVAL		
		PRESSURE TEST (DESIGN PRESSURE x 1.25)	VISUAL TESTING	
			INTERNAL	EXTERNAL
U D T	VESSEL	6 YEARS	3 YEARS	1 YEARS
	TANK	6 YEARS	3 YEARS	1 YEARS
	PIPELINE	6 YEARS	-	-
Z D T	VESSEL	6 YEARS	3 YEARS	1 YEARS
	TANK	6 YEARS	3 YEARS	1 YEARS
	PIPELINE	6 YEARS	-	-

表 3.9-8 NUMBER OF OPERATION DAYS

YEAR		1988	1989	1990	1991	1992
PLANNED OPERATION DAYS	(DAYS)	118	334	311	338	324
PLANNED SHUTDOWN DAYS	(DAYS)	34	31	54	27	42
ACTUAL OPERATION DAYS	(DAYS)	88	349	311	315	324
ACTUAL SHUTDOWN DAYS	(DAYS)	277	16	54	50	42
ACTUAL SHUTDOWN OPERATION DAYS	(DAYS)	22	19	37	17	21
ACTUAL START-UP OPERATION DAYS	(DAYS)	3	4	3	2	12

表 3.9-9 MAINTENANCE COST OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT

YEAR		1989	1990	1991	1992	1993
a:PREVAILING VALUE	(x 10 ⁶ z1)	2523	32922	92319	92319	93027
b:REAL COST OF MAINTENANCE	(x 10 ⁶ z1)	1400	6883	10453	13650	10961
e:(b/a) x 100	(%)	55.4	20.9	11.3	14.8	11.8
h:(a/a PREVIOUS YEAR) x 100	(%)	-	1304.9	280.4	0.0	99.7

表 3.9-10 MAINTENANCE COSTS OF FACILITIES IN
HEAVY INDUSTRIES IN U.S.A AND JAPAN

	RATE OF MAINTENANCE COSTS TO PRODUCTION			RATIO OF MAINTENANCE COST TO PRODUCTION COST			RATIO OF MAINTENANCE COST TO ACQUISITION COST		
	LOWER 25 %	MIDDLE 50 %	UPPER 25 %	LOWER 25 %	MIDDLE 50 %	UPPER 25 %	LOWER 25 %	MIDDLE 50 %	UPPER 25 %
USA	3.39	5.01	7.65	4.76	7.25	10.87	3.95	5.80	7.90
JAPAN	1.54	2.93	4.00	1.83	3.46	5.40	4.27	7.08	10.48

第4章

第一原油蒸留装置の近代化にかかる 可能性検討および代替案比較

目次

	頁
第4章 第一原油蒸留装置の近代化にかかる可能性検討 および代替案比較	4.1-1
4.1 第一原油蒸留装置の現状の課題の集約	4.1-1
4.2 近代化のための前提条件	4.2-1
4.3 近代化計画の総括	4.3-1
4.3.1 第一減圧蒸留装置通油量の増加（第一常圧蒸留装置のレベルまで） ...	4.3-1
4.3.2 A10 留分に対してのスタビライザー設置	4.3-1
4.3.3 スプリッターの設置	4.3-1
4.3.4 常圧蒸留装置の製品数減少	4.3-1
4.3.5 原油と製品間の熱交換の改善（熱交換器の再配列）	4.3-1
4.3.6 加熱炉効率の向上（加熱炉排ガスの熱回収）	4.3-2
4.3.7 減圧蒸留装置製品の改善	4.3-2
4.3.8 脱塩器の増強	4.3-2
4.3.9 ボックス型冷却器の撤去	4.3-2
4.3.10 Od-8 と Zb-3 からの排ガス処理	4.3-2
4.3.11 DCSの導入	4.3-3
4.3.12 廃水中に含まれる悪臭物質の低減	4.3-3
4.3.13 加熱炉排ガスの酸素濃度制御	4.3-3
4.3.14 常圧蒸留装置品質の改善	4.3-3
4.4 省エネルギーのための代替計画案の検討評価	4.4-1
4.4.1 第一原油蒸留装置に適用可能な省エネルギー項目	4.4-1
4.4.2 省エネルギーの取り組みへの基本的政策	4.4-5
4.4.3 近代化による省エネルギーの推定	4.4-5

目次

	頁
4.5 排出(SO ₂ 、NO _x)抑制のための代替手法の検討、評価	4.5-1
4.5.1 SO ₂ とNO _x の排出の現状	4.5-1
4.5.2 PPSAのSO ₂ 排出量低減計画	4.5-3
4.5.3 SO ₂ 排出量の計算	4.5-3
4.5.4 NO _x 排出量の低減	4.5-7
4.6 廃水中に含まれる悪臭物質低減のための代替計画の検討、評価	4.6-1
4.6.1 現状の廃水の流れ図と廃水性状	4.6-1
4.6.2 対応策	4.6-1
4.6.3 推奨案	4.6-2
4.7 製品品質改善のための代替計画案の検討、評価	4.7-1
4.7.1 現状の問題点	4.7-1
4.7.2 対策	4.7-1
4.8 近代化計画の個別検討	4.8-1
4.8.1 第一減圧蒸留装置通油量の増加(第一常圧蒸留装置のレベルまで)	4.8-1
4.8.2 A10留分にたいしてのスタビライザー設置	4.8-3
4.8.3 スプリッター設備の設置	4.8-4
4.8.4 常圧蒸留装置の製品数の減少	4.8-4
4.8.5 原油と製品間の熱交換の改善(熱交換器の再配列)	4.8-5
4.8.6 加熱炉効率の向上	4.8-8
4.8.7 減圧蒸留装置製品の改善	4.8-11
4.8.8 脱塩器の増強	4.8-11
4.8.9 ボックス型冷却器の撤去	4.8-13
4.8.10 減圧蒸留装置塔頂受槽とスロップタンクからの排ガス処理	4.8-14
4.8.11 DCSの導入	4.8-17

目次

	<u>頁</u>
4.9 適正近代化計画の概念設計策定	4.9-1
4.9.1 近代化後の第一原油蒸留装置の概念設計	4.9-1
4.9.2 近代化前後の物質収支のまとめ	4.9-1
4.9.3 近代化後の用役使用量の推定	4.9-1
4.9.4 近代化工事	4.9-2
4.9.5 基本設計・詳細設計に向けて	4.9-2

表目次

		<u>頁</u>
表 4.2-1	FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (1/2)	4.2-2
表 4.4-1	SAVING ENERGY ITEMS FOR NO. 1 ATMOSPHERIC AND NO. 1 VACUUM DISTILLATION UNIT (1/2)	4.4-7
表 4.4-2	ESTIMATION OF SAVING ENERGY (BASED ON CALCULATED HEAT DUTY & FUEL OIL)	4.4-9
表 4.5-1	FLUE GAS TEMPERATURE AND COMPOSITION	4.5-1
表 4.5-2	EMISSION VOLUME LIMIT AND CURRENT EMISSION VOLUME OF FLUE GAS	4.5-2
表 4.5-3	ESTIMATION OF SO ₂ EMISSION (BASED ON CALCULATED HEAT DUTY & FUEL OIL)	4.5-10
表 4.6-1	PROPERTIES OF WASTE WATER FROM NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT FOR THE YEAR 1993	4.6-2
表 4.7-1	CURRENT PROBLEMS FOR THE PRODUCTS	4.7-1
表 4.7-2	GAP OF PRODUCTS AFTER THE MODERNIZATION	4.7-2
表 4.8-1	PROCEDURE FOR IMPROVING HEAT EXCHANGER BETWEEN PRODUCT AND CRUDE OIL	4.8-20
表 4.8-2	PROPERTIES OF CRUDE OIL AND DESALTED CRUDE OIL	4.8-11
表 4.8-3	PROPERTIES OF WASTE WATER FROM DESALTER	4.8-11
表 4.8-4	FEED GAS COMPOSITION TO THE AMINE TREATING UNIT	4.8-15
表 4.8-5	EXAMPLE OF FEED GAS COMPOSITION IN OTHER VACUUM DISTILLATION UNIT	4.8-15
表 4.8-6	REPLACEMENT OF INSTRUMENT SYSTEM	4.8-27
表 4.8-7	EXAMPLE OF APPLICATION OF DCS IN NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT	4.8-28
表 4.9-1	HEAT & MATERIAL BALANCE SHEET (AFTER MODERNIZATION) (1/7)	4.9-3
表 4.9.2	DIFFERENCE OF ESTIMATED UTILITIES' CONSUMPTION BEFORE AND AFTER THE MODERNIZATION OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT ..	4.9-14

目次

	頁
図 4.1-1 SUMMARY OF THE CURRENT ISSUES OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT	4.1-2
図 4.6-1 WASTE WATER FLOW SCHEME IN NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT ..	4.6-3
図 4.6-2 COUNTERMEASURE FOR REDUCING OFFENSIVE SUBSTANCES IN SEWAGE ...	4.6-4
図 4.8-1 PFD-STABILIZATION UNIT OF MAZOVIAN REFINERY	4.8-21
図 4.8-2 PFD (AFTER MODERNIZATION) OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT IN MAZOVIAN REFINERY	4.8-23
図 4.8-3 INSTALLATION OF AIR PREHEATER	4.8-25
図 4.8-4 THE TREATMENT OF Od-8 AND ZB-3 EMISSIONS	4.8-26
図 4.9-1 MODERNIZATION PLAN OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT	4.9-10

第4章 第一原油蒸留装置の近代化にかかる可能性検討および代替案比較

4.1 第一原油蒸留装置の現状の課題の集約

第3章で第一原油蒸留装置の診断・レビューを行い、現状の第一原油蒸留装置の解決すべき事項を明らかにした。それら解決すべき事項には、お互いに関連している項目があるので、それらを集約した上で、検討していく必要がある。現状の課題を集約し検討すべき項目に絞り込んだものを図 4.1-1に示す。

即ち、第3章で明らかにされた解決すべき事項は、次の14項目にまとめられる。

- (1) 第一減圧蒸留装置通油量の増加（第一常圧蒸留装置のレベルまで）
- (2) A10 留分に対してのスタビライザー設置
- (3) スプリッターの設置
- (4) 常圧蒸留装置の製品数減少
- (5) 原油と製品間の熱交換の改善
- (6) 加熱炉効率の向上（加熱炉排ガスの熱回収）
- (7) 減圧蒸留装置製品の改善
- (8) 脱塩器の増強
- (9) ボックス型冷却器の撤去
- (10) 0d-8とZb-3からの排ガス処理
- (11) DCS の導入
- (12) 廃水中の悪臭物質の低減
- (13) 加熱炉排ガスの酸素濃度制御
- (14) 常圧蒸留装置品質の改善

このうち、(1) から(12)項についてはPPSAの近代化計画に含まれている。

4.1-1 SUMMARY OF THE CURRENT ISSUES OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT

ITEMS TO BE STUDIED

CURRENT ISSUES

1. Throughput of No.1 vacuum distillation unit is not balanced to No.1 atmospheric distillation unit
2. Installation of a stabilizer unit
3. Installation of splitter unit
4. The number of side cut products shall be decreased.
5. Inlet temperature for coolers
6. Inconsistent and unjustifiable data
 - Crude oil temperatures for preheating trains
 - Inlet temperature of Wm-14
 - Inlet & outlet temperature of Cr-1 and Cr-7
7. Product quality of No.1 vacuum distillation unit
8. Heat recovery of flue gas from the heaters
9. Operating temperature of desalters
10. Installation of box water coolers
11. Offensive odor from Od-8 and Zb-3
12. Reduction of offensive odors in sewage
13. Oxygen content in the heaters
14. Product quality of No.1 atmospheric distillation unit

- (1) Increase the throughput of No.1 vacuum distillation unit up to the level to balance atmospheric residue at the maximum throughput
- (2) Installation of a stabilizer unit
- (3) Installation of splitter unit
- (4) Reduction of the number of side cut products in atmospheric distillation unit
- (5) Improving heat exchange between crude oil and products (Re-arrangement of heat exchangers)
- (7) Improving the product quality from vacuum distillation unit
- (6) Improving heater efficiency (heat recovery from the heater flue gas)
- (8) Revamping of desalters
- (9) Removal of box water coolers
- (10) Treatment of off gas from Od-8 and Zb-3
- (11) Application of DCS
- (12) Reduction of offensive odor in sewage
- (13) Oxygen content control in the heater flue gas
- (14) Improving the product quality from atmospheric distillation unit

4.2 近代化のための前提条件

近代化の検討をしていく上で以下の項目を前提条件とした。

- (1) 第一原油蒸留装置に通油する原油は、ウラル原油でその性状は、表3.2-1と表3.2-2に示すものとする。
- (2) 近代化後の第一常圧蒸留装置・第一減圧蒸留装置の製品数とその規格は、表 4.2-1に示すものとし、3.2で作成したシミュレーション・モデルを使用して近代化後の製品収率・性状等を推定する。
但し、A11とA12の製品規格については、表 4.2-1のリフォーミング・ケースを採用した。この製品規格の方が、パイロリシス・ケースより厳しいからである。
また、P11、P12、P13 の製品規格については、表 4.2-1の運転ケース Bを採用した。これは、運転ケース Bは、運転ケース Aより軽質分を多く含んでおり、熱回収の面からより厳しいからである。
- (3) 第一原油蒸留装置の増加した留分について、下流の関連する装置および関連する用役設備は十分な容量を有している。
- (4) 既設設備・材質に何ら劣化はなく、既設機器と材質は機械的に健全で設計どおりの能力を有し、今後とも連続運転が可能である。
- (5) 既設計器室に DCSを設置する。

表 4.2-1 FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR NO.1
CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (1/2)

	Use	Specification
(1) Gases	Refinery Fuel Gas	C ₄ minimum
(2) LPG	Fuel for Home	C ₁ + C ₂ content vol % max. 1.5 C ₃ content vol % max. 0.5
(3) R ₁₂	① W-5 Column in depentanization operation	Distillation (1) IBP min. 25°C FBP 85 ± 5°C Loss+Residue max. 4 vol. %
	② W-5 Column in dehexanization operation	Distillation (1) IBP min. 25°C FBP max. 80°C C ₄ content max. 4 wt% C ₇ content max. 1 wt%
(4) R ₁₃	① W-5 Column in depentanization operation	Distillation (1) IBP 78 ± 5°C ⁽¹⁾ 50 vol. % recovered at 87°C FBP 110 ± 5°C 1) or C ₃ - C ₅ content 3 wt%
	② W-5 Column in depentanization operation	Distillation (1) IBP 80 ± 5°C FBP 110 ± 5°C C ₆ content minimized
(5) A ₁₁	① Reforming Feed	Distillation (1) IBP 78 ± 5°C FBP max. 110 ± 5°C
	② Pyrolysis Feed	Distillation (1) IBP 78°C FBP max. 180°C
(6) A ₁₂	① Reforming Feed	Distillation (1) IBP min. 130°C FBP max. 180°C
	② Pyrolysis Feed	Distillation (1) IBP min. 130°C FBP max. 230°C
(7) A ₁₃	Diesel Oil Blend	Distillation (1) FBP max. 300°C Flash Point (ASTM D 93) min. 80°C

Note: (1) ASTM D 86

**表 4.2-1 FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR NO.1
CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (2/2)**

(8) A ₁₄	Diesel Oil Blend	% vol. evaporated at 350°C Summer min. 85 Winter min. 90																		
(9) P ₁₀	Diesel Oil Blend	Non Specificated																		
(10) P ₁₁	Lubricating Oil	<p align="center"><u>OPERATION</u></p> <p align="center">A B</p> <p>Distillation (°2) (TBP)</p> <p>% vol. evaporated</p> <table> <tr> <td>at 300°C</td> <td>max. 7</td> <td>max. 0.5</td> </tr> <tr> <td>at 325°C</td> <td>max. 20</td> <td>max. 3</td> </tr> <tr> <td>at 350°C</td> <td>35-45</td> <td>max. 10</td> </tr> <tr> <td>at 400°C</td> <td>min. 90</td> <td>45-60</td> </tr> <tr> <td>at 450°C</td> <td>-</td> <td>min. 90</td> </tr> </table> <p>Viscosity at 100°C (mm²/S) 2.5-3.2 3.5-4.2</p>	at 300°C	max. 7	max. 0.5	at 325°C	max. 20	max. 3	at 350°C	35-45	max. 10	at 400°C	min. 90	45-60	at 450°C	-	min. 90			
at 300°C	max. 7	max. 0.5																		
at 325°C	max. 20	max. 3																		
at 350°C	35-45	max. 10																		
at 400°C	min. 90	45-60																		
at 450°C	-	min. 90																		
(11) P ₁₂	Lubricating Oil	<p>Distillation (°2) (TBP)</p> <p>% vol. evaporated</p> <table> <tr> <td>at 300°C</td> <td>max. 0.5</td> <td>max. 0.5</td> </tr> <tr> <td>at 350°C</td> <td>max. 6</td> <td>-</td> </tr> <tr> <td>at 400°C</td> <td>20-30</td> <td>max. 10-15</td> </tr> <tr> <td>at 450°C</td> <td>80-85</td> <td>45-60</td> </tr> <tr> <td>at 500°C</td> <td>min. 98</td> <td>85-90</td> </tr> <tr> <td>above 520°C</td> <td>-</td> <td>max. 15</td> </tr> </table> <p>Viscosity at 100°C (mm²/S) 5.0-5.6 6.9-7.3</p>	at 300°C	max. 0.5	max. 0.5	at 350°C	max. 6	-	at 400°C	20-30	max. 10-15	at 450°C	80-85	45-60	at 500°C	min. 98	85-90	above 520°C	-	max. 15
at 300°C	max. 0.5	max. 0.5																		
at 350°C	max. 6	-																		
at 400°C	20-30	max. 10-15																		
at 450°C	80-85	45-60																		
at 500°C	min. 98	85-90																		
above 520°C	-	max. 15																		
(12) P ₁₃	Lubricating Oil	<p>Distillation (°2) (TBP)</p> <p>% vol. evaporated</p> <table> <tr> <td>at 400°C</td> <td>6.5-8.0</td> <td>max. 0.5</td> </tr> <tr> <td>at 450°C</td> <td>31-34</td> <td>max. 15</td> </tr> <tr> <td>at 500°C</td> <td>73-79</td> <td>45-50</td> </tr> <tr> <td>above 525°C</td> <td>10-14</td> <td>25-30</td> </tr> </table> <p>Viscosity at 100°C (mm²/S) 11.2-11.8 12.0-14.0</p>	at 400°C	6.5-8.0	max. 0.5	at 450°C	31-34	max. 15	at 500°C	73-79	45-50	above 525°C	10-14	25-30						
at 400°C	6.5-8.0	max. 0.5																		
at 450°C	31-34	max. 15																		
at 500°C	73-79	45-50																		
above 525°C	10-14	25-30																		
(13) P ₁₄	Fuel Oil Blend	Flash Point 210°C 210°C																		
(14) Vacuum Residue	<ul style="list-style-type: none"> • Refinery Fuel Oil • For Asphalt Plant 	<p>Penetration 1/10mm</p> <p>(ASTM D 5)</p> <table> <tr> <td>max. 200</td> <td>max. 200</td> </tr> <tr> <td>min. 120</td> <td>min. 120</td> </tr> </table>	max. 200	max. 200	min. 120	min. 120														
max. 200	max. 200																			
min. 120	min. 120																			

Note: (°2) ASTM D 2887-78

4.3 近代化計画の総括

近代化計画は、後で述べるように各項目ごとに検討していくが、ここではそのまとめを行う。

4.3.1 第一減圧蒸留装置通油量の増加（第一常圧蒸留装置のレベルまで）

近代化後に適用される製品規格で中間製品を生産した場合、第一常圧蒸留装置での中間製品の生産量が多くなる。即ち、第一常圧蒸留装置の最大通油量(308 t/h) 時でも、第一常圧蒸留装置塔底油を全量、バイパスせずに第一減圧蒸留装置に通油できることとなった。

4.3.2 A10 留分に対してのスタビライザー設置

A10 留分に対してのスタビライザーを第一原油蒸留装置に設置することとした。新設再沸器の熱源には、第一常圧蒸留装置のリフラックスの保有熱を利用した。

4.3.3 スプリッターの設置

スタビライザー塔底油を新製品規格にあわせて製造するために、さらに軽質と重質のナフサに分離するスプリッターを設置することとした。

新設再沸器の熱源には第一常圧蒸留装置のリフラックスの保有熱を利用した。

4.3.4 常圧蒸留装置の製品数減少

第一常圧蒸留装置の製品数を 6から 4に減少させた。新たな 4つの製品の抜き出し量の変化、抜き出しを取り止めた製品と熱交換していた原油への熱回収等ため、熱交換器の再配列が必要である。

この項目は、4.3.5 更には、再沸器への熱源供給という点で 4.3.2、4.3.3とも密接な関係がある。

4.3.5 原油と製品間の熱交換の改善（熱交換器の再配列）

原油予熱系の原油の温度の推移から、さらに有効に製品の熱源を利用出来ないかという観点から熱交換器の再配列、新設熱交換器の設置を検討した。

この結果、新設スタビライザー・スプリッターの再沸器の熱源を確保したうえで、燃料消費量（計算値）を現在の使用量以下とすることができた。

4.3.6 加熱炉効率の向上（加熱炉排ガスの熱回収）

加熱炉を平衡通風タイプに改造し、ユング・ストロームを設置して加熱炉排ガスの熱回収を実施するようにした。省エネルギー対策として一般的に燃料の節減効果はあるものの、最終的な実施の判断は経済検討の結果を踏まえて、決定しなければならない。

4.3.7 減圧蒸留装置製品の改善

現在減圧蒸留装置製品に適用されている製品規格の数が、近代化後少なくなっている。例えば、P12とP14は近代化前後で変わらないものの、P11（近代化後は、P10）は、4から2へ、P13では、5から2へと緩やかになっている。

この為、シミュレーション結果では、近代化後の製品規格をはずれる製品はないと推定されている。

但し、VRの針入度については、現状運転での測定値が得られなかったため、近代化後のVRの得率を現状と同じとした。

即ち、現状と同じく、最終的にはアスファルト製造装置で針入度が調整されるものとした。従って、近代化計画で針入度を改善するならば、Pc-2の熱負荷、クエンチ・ラインの設置を含めて基本設計時に詳細に検討しなければならない。

4.3.8 脱塩器の増強

脱塩器の運転温度が一般的に使用されている温度より30℃から40℃程度低いいためその性能のチェックを実施した。性能的には、問題なく現状のままで近代化後も使用できる。

4.3.9 ボックス型冷却器の撤去

冷却水に与えている熱量を回収利用するために、ボックス型冷却器を使用しないプロセスを検討した。近代化後の第一原油蒸留装置には、ボックス型冷却器は設置されていない。

4.3.10 Od-8 と Zb-3 からの排ガス処理

Od-8と Zb-3 からの排ガスには、硫化水素ガスが含まれており、その対策が必要である。現在、Pc-2でこの排ガスを燃焼しているが、将来、許されなくということでアミン洗浄設備を検討した。

しかしながら検討の結果、設備コストが高く、現状どおりPc-2で燃焼することを推奨したい。第三次現地調査で、アミン洗浄設備は建設しないことで合意された。従ってこの概念設計では、設備価格をゼロとした。

4.3.11 DCSの導入

今回の採取した運転データのなかに、整合性がないもの、理屈に合わないもの、故障してデータのとれなかったものがある。予備部品の不足で、計装類の保全に支障を来しているので DCSに取り替えることを検討した。

4.3.12 廃水中に含まれる悪臭物質の低減

廃水からの排ガスには、運転員の健康を害する悪臭が放出されているので、その対応を検討した。廃水の集水マスをシールすることにより、悪臭物質の大気への放出を防止する計画を提案した。

4.3.13 加熱炉排ガスの酸素濃度制御

加熱炉排ガス中の酸素濃度が高い。日本の通産省が、1992年に公表した製油所の加熱炉に対するガイドラインを参考にして4%を提言し、その場合の燃料消費量の低減量を推定した。

省エネルギー対策として燃料の節減効果はあるものの、最終的な実施の判断は経済検討の結果を踏まえて、決定しなければならない。

4.3.14 常圧蒸留装置品質の改善

常圧蒸留装置からの製品に対して初留点とそれに関連する引火点の改善が必要であるが、現在導入されていないストリップングスチームの導入で解決される。しかしながら、A13の引火点は近代化後適用される製品規格を変更しなければ満足できない。

近代化計画では、ストリップングスチームを導入することとして、このストリップングスチームが凝縮して出来た水分を取り除くため第一常圧蒸留装置の製品に対して、コアレッサーを設置する事とした。

4.4 省エネルギーのための代替計画案の検討評価

4.4.1 第一原油蒸留装置に適用可能な省エネルギー項目

第一原油蒸留装置に適用できると思われる省エネルギー項目を表 4.4-1 に列記する。

以下に各項目について説明するが、適用にあたっては十分な検討を行ったうえで実施することが望ましい。

(1) 加熱炉排ガス中の酸素濃度制御

良好な燃焼状況を維持するためには、加熱炉への理論空気より以上の燃焼用空気を供給することが必要である。

実際の燃焼用空気量を理論空気量で除した割合を過剰空気率という。過剰空気率を可能な限り少なくすることは、省エネルギーに繋がる。排ガス中の酸素濃度は、加熱炉のダンパーの開度を調整することにより制御される。

加熱炉排ガス中の酸素濃度は、最大通油量において4%を推奨する。

1992年、日本の通産省は、製油所の加熱炉からの排ガス中の酸素濃度にたいしてガイドラインを公表した。これによれば、製油所の加熱炉では燃料の種類にかかわらず4.2%としている。

第一原油蒸留装置の加熱炉には燃料油とガスが使用されているので、4%に制御するのは、可能であろう。

4%は、一時的な目標とすべきで、将来、段階的に減少していくことが推奨される。

実際の採用については、更なる検討と経済評価の結果により判断されるべきであるが、省エネルギーとして一般的に効果的な対策であるので、近代化計画に含めるものとする。

(2) 蒸留塔の運転条件変更

1) リフラックス比の減少

当初設計通りのリフラックス比が、実際の運転に適用され、その結果過剰のリフラックス比となっている場合が多くみられる。モーターで使用される電力が、リフラックスを減少することによって低減できる。

最小リフラックス比は、実際の運転でリフラックスを減少することによって得られ

る。

リフラックス比を減少している間、製品規格をしばしば分析し、製品規格内であることを確認しなければならない。

2) ストリッピング・スチーム量の減少

PPSAの場合は、現在W-3とW-8にストリッピング・スチームが導入されていない。

しかしながら、近代化後ストリッピング・スチームを導入する場合、最適なストリッピング・スチーム量を求めることが推奨される。運転中、製品の品質、特に初留点が製品規格を外れるまで、段階的に低減される。

3) 常圧蒸留塔の圧力の低下

常圧蒸留塔の圧力が低ければ、少ない燃料で原油は蒸留できる。従って、以下の項を点検したうえで、できるだけ低い圧力で常圧蒸留塔を運転することが好ましい。

- 常圧蒸留塔と関連する槽とポンプの設計圧力
- 常圧蒸留塔のトレイ能力と凝縮器の能力

(3) 回転機械

1) インペラー・カット

ポンプの設計では、幾分かの余裕をもって設計されるのが常である。従って、実際の運転データにもとづいてポンプの性能をチェックし、ポンプで消費される電力量を低減するために適切なサイズにカットすることが推奨される。

2) インバーター制御

インバーターは、モーターの回転を変化させることによって流量を制御する。この結果、ポンプの出口配管にあるバルブやダンパーで消費されていたエネルギーが節約される。

(4) 減圧蒸留装置のエジェクターの効果的使用

1) 稼働させるエジェクター数減少

通常、エジェクターは幾らかの余裕を持ち、複数の系列で設計されることが多い。一系列のスチームを停止しても何ら問題ないケースが多くみられる。そのようなケースが予測される場合は、スチーム量と冷却水の低減となる。

エジェクターの数の減少によるエジェクターの有効利用に関しては、ベンダーと相談することを推奨する。

2) エジェクターのサイズの最適化

過剰な余裕が見込まれる場合は、新規に最適なサイズのエジェクターと取り替えるということもある。

しかしながら、取り替え費用を考えると、この方法は、一般的ではない。

(5) 空気予熱のための排ガス熱の有効利用

これは、加熱炉での燃料消費量を低減するために、燃焼空気を昇温するものである。既設加熱炉に、押し込み送風機と吸引送風機それにユング・ストロームを設置して、自然通風型から平衡通風型に改造される。この検討については、4.8.6を参照されたい。

この対策は、PPSAの近代化計画の一つである。

実際の採用については、経済評価の結果により判断されるべきであるが、省エネルギーとして一般的に効果的な対策であるので、近代化計画に含めるものとする。

(6) 加熱炉炉壁からの熱損失の減少

これは、セラミック・ファイバーなどの保温材を施工することによって加熱炉炉壁からの熱損失を低減するものである。

熱放散計算によりその効果が推定される。

(7) 原油と製品間の熱交換の改善（熱交換器の再配列）

これは、製品の保有する熱量を熱交換器で可能なかぎり回収するものである。
これも既に、PPSAの近代化計画の一つであり、4.8.5 で検討される。

(8) 加熱炉管の熱伝達の改善

長期間の運転により、内外面からの汚れにより加熱炉管の熱伝達は低下してくるので、定期的な清掃が必要である。

目視検査ができない箇所では、内面のスケールの厚さを測定するために、放射線検査が行われる。

(9) 保温と保温カバーの補修

保温と保温カバーがやぶれた場合は、すぐに補修することが必要である。省エネルギーは小さなことの積み重ねであるので、そのままにして置かないようにしなければならない。

時々、運転時の高温となるバルブやフランジが保温される。この場合、流体の漏れを引き起こすかもしれないので、熱によるボルトの伸びに注意すべきである。

(10) スチーム・トラップのチェック

スチーム・トラップが故障した場合、スチームが放出される。これは、蒸気の浪費でありボイラの負荷の増加につながる。スチーム・トラップの保全は重要である。

(11) 熱交換器の熱移動

常圧蒸留装置、減圧蒸留装置の熱交換器は、運転時間が長くなると汚れてくる。それ故に、熱交換器の汚れの程度をチェックするために時々、総括伝熱係数（U 値）を計算すべきである。

総括伝熱係数を改善するために、定期修理期間中に熱交換器のチューブ・バンドルを清掃するのが一般的である。

汚れが重大な問題である製油所では、その汚れの速度を遅らせるべく、汚れ防止剤を原油に注入している。汚れ防止剤としては、例えばペトロライト社のアフトール、栗田社のクリトップB103などがあり、通油量に対して5 ～ 30ppm程度注入されている。

4.4.2 省エネルギーの取り組みへの基本的政策

投資金額のかからない、即ち、運転条件の変更から省エネルギーに着手することが好ましい。少し投資金額のかかるものは、次の段階である。運転条件を変更する時は、第一原油蒸留装置の運転条件及びその影響が十分に分析され、製品品質は頻繁にチェックされねばならない。

4.4.3 近代化による省エネルギーの推定

4.4.1 で説明したように、省エネルギーのためのいろいろな設計の可能性がある。

実際の採用にあたっては、経済検討の結果によって判断しなければならないが、ここでは通常、省エネルギーの効果として大きい次の3項目を、第一原油蒸留装置に採用するものとする。

- 加熱炉排ガス中の酸素濃度制御
- 空気余熱のための排ガスの利用（空気予熱器の設置）
- 製品の保有熱の利用（熱交換器の再配列）

(1) 省エネルギー量を推定するための仮定

省エネルギー量を推定するため次の仮定を置いた。

1) 現状

- a) Pc-1出口温度は、320℃。
- b) 第一原油蒸留装置の通油量は、308 t/h とする。
- c) シミュレーション・モデルから得られた熱負荷を適用する。
- d) 加熱炉効率、60%とする。
- e) 燃料油の低発熱量は、9,443 kcal/kg とする。
- f) 燃料は、すべて燃料油が使用され、その硫黄分は、2.8 wt% とする。
- g) 加熱炉排ガス中の酸素濃度は、実測データを使用する。
(Pc-1 : 9.5%、Pc-2 : 6.83%)

2) 近代化後

- a) 熱交換器は、図 4.8-1と図 4.8-2に示すように再配列する。
スタビライザーとスプリッターが設置され、それら再沸器の熱源は第一原油蒸留装置のリフラックスの保有熱によって供給されている。
- b) 加熱炉効率は、60% とする。
- c) 燃料油の低発熱量は、9,443 kcal/kg とする。
- d) 燃料は、すべて燃料油が使用され、その硫黄分は、2.8 wt% とする。
- e) 加熱炉排ガス中の酸素濃度は、Pc-1、Pc-2とも 4 vol% とする。
- f) 空気予熱システムは、図 4.8-3 のように設置されている。

(2) 近代化後の推定燃料油低減量

近代化後の推定燃料油低減量については、表 4.4-2を参照されたい。

燃料油低減量は、1,815.7 kg/h (7,931- 6,115.3 kg/h)と予想される。

**表 4.4-1 SAVING ENERGY ITEMS FOR NO.1 ATMOSPHERIC
AND NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (1/2)**

[1] Reduction of Input Energy

Saving Energy Item	Required Equipment or Action	Note
1. Rationalization of excess air to Heater	1. Oxygen Analyzer	Shut Down Sequence is Required.
	2. Remote and Autocontrol of Damper	
	3. Draft Gauge	
	4. Low NOx Burner	
	5. Minimization of Air Leak	
2. Rationalization of Distillation Tower		
	(1) Decrease Reflux Ratio	Check Product Quality
	(2) Reduce Stripping Steam Flow	Check Product Quality
	(3) Reduce Operation Pressure	
	(4) Overflash Monitor	Overflash Monitor
3. Rotating Machine	1. Impeller Cut	
	2. Inverter Control	
4. Ejector	1. Size Down	
	2. Stop One(1) Train	
5. Control of the Temperature of Cooler Outlet		Daily Operation

**表 4.4-1 SAVING ENERGY ITEMS FOR NO.1 ATMOSPHERIC
AND NO.1 VACUUM DISTILLATION UNIT (2/2)**

[2] Waste Heat Recovery

	Saving Energy Item	Required Equipment or Action	Note
1.	Utilization of Flue Gas Heat for Air Preheating	1. Air Preheater 2. Extension of Convection Section	
2.	Decrease the Heat Loss from Heater Wall	1. Reinforcement of Insulation	
3.	Heat Recovery from Products	1. Rearrangement of Heat-exchangers 2. Extension of Heat-exchangers	
4.	Improvement of Heat Transfer of Heater Tubes	1. Cleaning of Heater Tube (Inside & Outside)	
5.	Repair and Re-inforcement of Insulation		
6.	Maintenance of Steam Trap		
7.	Improvement of Heat Transfer of Heat Exchanger	1. Cleaning of Heat Exchangers 2. Injection of Antifoulant	

表 4.4-2 ESTIMATION OF SAVING ENERGY (BASED ON CALCULATED HEAT DUTY & FUEL OIL)

	Present (26 Nov. 1993, Converted to 308 t/h)		After Modernization (308 t/h)		NOTE
	Actual Fuel Oil Consump.	Calculated Heat Duty	Fuel Oil Consumption	Calculated Heat Duty	
1. Calculation Pc-1	3,653 kg/h	141.2 GJ/h	5,954 kg/h	144.8 GJ/h	(1 : Outlet Temp. of Pc-1 is 320°C
Pc-2	1,860 kg/h	46.9 GJ/h	1,977 kg/h	40.0 GJ/h	(2 : Heater Efficiency is assumed 60%
(Sub total)	(5,513 kg/h)	(188.1 GJ/h)	(7,931 kg/h)	(184.8 GJ/h)	: Sulfur Content of Fuel Oil is 2.8 wt. %.
2. Moderniza- tion Plan					: Lower calorific Value is 9,443 kcal/kg
(1) Air Pre- Heater ⁽⁴⁾ Pc-1	—	—	—	—	(3 : Including Heat Duty for Stabilizer & Splitter (19.4 GJ/h = 818 kg/h as fuel oil)
Pc-2	—	—	—	—	(4 : O ₂ % in Flue Gas is 4%
(2) Decrease ⁽⁴⁾ O ₂ % Pc-1	—	—	—	—	
Pc-2	—	—	—	—	
Total	5,513 kg/h	188.1 GJ/h	7,931 kg/h	184.8 GJ/h	
				6,115.3 kg/h	

4.5 排出 (SO₂、NO_x) 抑制のための代替手法の検討、評価

4.5.1 SO₂とNO_xの排出の現状

(1) 実測値

1993年11月26日の実測値を表 4.5-1に示す。

表 4.5-1 FLUE GAS TEMPERATURE AND COMPOSITION

		Pc-1	Pc-2
Flue Gas Temperature (°C)		310	360
Flue Gas Composition (vol. %)	CO ₂	8.12	10.20
	CO	0.0	0.0
	O ₂	9.5	6.83
	N ₂	75.24	71.16
	NO _x (vol. ppm)	47	113
	SO ₂ (vol. ppm)	2	495

(2) データの評価

1) Pc-1のNO_xとSO₂

NO_xとSO₂のデータは、Pc-2のデータから判定すると信頼の置けないデータである。それ故、ガス採取方法、ポータブル分析器の使用・精度の点検が推奨される。

データに矛盾点が見つけれられたら、同一の運転条件のもとで再サンプリング・分析を直ちに実施すべきである。

2) 排ガスの排出規制値と現在の排出量

排ガスの排出規制値と現在の排出量を、表 4.5-2に示す。

表 4.5-2 EMISSION VOLUME LIMIT AND CURRENT EMISSION VOLUME OF FLUE GAS

		Emission Volume Limit (kg/h)	Current Emission Volume (kg/h) (*1)
Pc-1	SO ₂	56.58	97.92
	NOx	17.42	7.8
	CO	10.00	0.3
Pc-2	SO ₂	20.31	50.58
	NOx	7.74	4.18
	CO	6.0	0.16

Source :PPSA

Note: (*1) Actual record for the year of 1993

1994年 1月 1日より、これらの排出規制がさらに厳しくなると報告されている(表2.9-1 参照)。

(3) 燃料消費量から計算した SO₂排出量

SO₂排出量の低減を議論するために現状のSO₂排出量を参考として計算する。計算された値は、一点データであり表 4.5-2と異なるのは当然である。

1) 1993年11月26日のPc-1からの SO₂排出量

SO₂ 排出量計算

$$\begin{aligned} &= \text{燃料油消費量} \times \text{燃料油中の硫黄含有量} \\ &\quad + \text{燃料ガス消費量} \times \text{燃料ガス中の硫黄含有量} \\ &= 2,300 \text{ kg/h} \times 0.028 \times 64/32 \\ &\quad + 1,000 \text{ nm}^3/\text{h} \times 0.0081 \times 64/22.4 \\ &= 151.9 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

表 4.5-2では、97.92 kg/hとなっており相違がある。

2) 1993年11月26日のPc-2からの SO₂排出量

SO₂ 排出量計算

$$\begin{aligned} &= \text{燃料油消費量} \times \text{燃料油中の硫黄含有量} \\ &\quad + \text{燃料ガス消費量} \times \text{燃料ガス中の硫黄含有量} \\ &= 1,200 \text{ kg/h} \times 0.028 \times 64/32 \\ &\quad + 476 \text{ nm}^3/\text{h} \times 0.0081 \times 64/22.4 \\ &= 78.2 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

表 4.5-2では、50.58 kg/hとなっており相違がある。

4.5.2 PPSAの SO₂排出量低減計画

現時点では、第一原油蒸留装置に排ガスの脱硫・脱窒素装置を設置する計画はない。従って、SO₂ 排出量を削減する方法は、省エネルギーにより燃料の消費量を減少させることしかない。

4.5.3 SO₂ 排出量の計算

ここでは、シミュレーション結果にもとづいて近代化前の現状の SO₂排出量の計算を行う。

3.6.1 で検討したように、実際の燃料消費量とシミュレーションから得られた燃料消費量には差がある。

近代化前後の SO₂排出量の低減を推定するために、シミュレーションから得られた燃料

消費量を使用する。

(1) 近代化前

ここでは、SO₂排出量低減の推定は次の仮定に基づいて行う。

1) 前提条件

- 熱負荷は、シミュレーションから得られた値を使用する。
- 通油量：308 t/h.
- 燃料の低発熱量は、9,433 kcal/kg、硫黄分は 2.8 wt. %とする。
- Pc-1、Pc-2とも燃料油専焼とする。
- 加熱炉効率：Pc-1、Pc-2とも 60%とする。
- 過剰空気率は次のとおり。
 - Pc-1: 1.83 (Oxygen content: 9.5%)
 - Pc-2: 1.48 (Oxygen content: 6.83%)

2) Pc-1からのSO₂排出量

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 141.2 \text{ GJ/h} / (9,433 \text{ kcal/kg} \times 4,185.5 \times 0.6) \\ &\quad \times 0.028 \times 64/32 \\ &= 333.4 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

3) Pc-2からのSO₂排出量

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 46.9 \text{ GJ/h} / (9,433 \text{ kcal/kg} \times 4,185.5 \times 0.6) \\ &\quad \times 0.028 \times 64/32 \\ &= 110.7 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

(2) 近代化後

ここでは、SO₂ 排出量低減の推定は次の前提条件に基づいて行う。

1) 前提条件

- 図 4.8-1に示すように、スタビライザーとスプリッターが設置される。
- 図 4.8-2に示すように、熱交換器は再配列された。
- 過剰空気率は次のとおり。
 - Pc-1: 1.24 (Oxygen content: 4.0%)
 - Pc-2: 1.24 (Oxygen content: 4.0%)あるバーナー製作者が提唱している過剰空気率は1.15である。この場合加熱炉排ガス中の最大酸素濃度は、2.7%となる。
- 通油量 : 308 t/h.
- シミュレーション・モデルから得られた熱負荷を採用する。
- Pc-1、Pc-2 とも燃料油専焼とする。
- 燃料油の低発熱量は、9,443 kcal/kg、硫黄分は、2.8 wt.%とする。
- 加熱炉効率、Pc-1、Pc-2とも60%とする。
- Pc-1、Pc-2からの排ガス温度は、400℃とする。
- 燃焼用空気は、ユング・ストロームで、120℃から300℃に昇温される。
ユング・ストロームの設置については、図 4.8-3を参照されたい。

2) 加熱炉排ガス中の酸素濃度制御なし、燃焼用空気予熱なしの場合の推定 SO₂排出量

a) Pc-1

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 144.8 \text{ GJ/h} / (9,433 \text{ kcal/kg} \times 4,185.5 \times 0.6) \\ &\quad \times 0.028 \times 64/32 \\ &= 342.0 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

b) Pc-2

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 40.0 \text{ GJ/h} / (9,433 \text{ kcal/kg} \times 4,185.5 \times 0.6) \\ &\quad \times 0.028 \times 64/32 \\ &= 94.4 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

3) 加熱炉排ガス中の酸素濃度制御した場合の推定 SO₂排出低減量

a) Pc-1

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 446.7(*) \times 0.028 \times 64 / 22.4 \\ &= 25.0 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

b) Pc-2

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 50.2(*) \times 0.028 \times 64 / 22.4 \\ &= 2.8 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

備考 :(*) 表 4.4-2参照。

4) 燃焼用空気を予熱した場合の推定 SO₂排出低減量

a) Pc-1

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 924.5(*) \times 0.028 \times 64 / 22.4 \\ &= 51.8 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

b) Pc-2

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ 排出量} &= 255.3(*) \times 0.028 \times 64 / 22.4 \\ &= 14.3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

備考 :(*) 表 4.4-2参照。

(3) まとめ

結果を表 4.5-3に示す。

1) 第一原油蒸留装置のSO₂ 排出量の推定低減量

a) 近代化前後の SO₂排出量比較 (通油量 : 308t/h)

SO₂ 排出量は、444.1 kg/hから342.5 kg/hへと101.6 kg/h減少している。

b) 近代化後、酸素制御と燃焼空気予熱を実施する時と、実施しない場合の SO₂排出量を比較するとSO₂排出量は、93.9kg/h (51.8 + 14.3 + 25.0 + 2.8kg/h)低減できる。

2) 結論

排煙脱硫装置が設置されないかぎり SO_2 排出量を低減するためには、燃料油中の硫黄分を減らすことが必要である。

新しい連続再生式接触改質装置が運転に入れば、より多くの燃料ガスが加熱炉で焚かれるようになり、これは SO_2 排出量の低減に有効である。

4.5.4 NO_x 排出量の低減

(1) NO_x 排出量推定にたいしての前提条件

4.5.2 で述べた如く、PPSAは、排ガスから NO_x を除去する装置を建設する計画はない。

この場合、低 NO_x バーナーを加熱炉に採用するのがベターである。

ここでは、次の前提条件にもとづき、 NO_x 排出量を推定する。

- 1) 第一原油蒸留装置の通油量 : 308 t/h
- 2) 燃料消費量 : シミュレーション・モデルから得られた推定燃料消費量
- 3) 燃料油とガスの燃焼割合 : 燃料油専焼
- 4) 燃料油中の窒素分 : 1 wt. ppm.
- 5) 加熱炉内部温度 : 800° C.
- 6) 燃焼室の燃焼熱容量 : 10° kcal/h.
- 7) 現状データ

排ガス中の O_2 と NO_x 濃度は、1993年11月26日に採取されたデータを使用する。

即ち、

Pc-1 : 9.5%、113 ppm

Pc-2 : 6.83%、113 ppm

しかしながら、Pc-1の NO_x は現実的でないので使用せず、Pc-2の値を使用した。

8) 近代化後のデータ

a) 排ガス中の O_2 と NO_x 濃度 (低- NO_x バーナー製作者資料による推定値)

Pc-1 : 4.0%、130 ppm

Pc-2 : 4.0%、130 ppm

b) ユング・ストロームとその関連機器が設置され、燃焼空気温度は、 $300^{\circ}C$ である。

c) 熱交換器の再配列は実施される。

d) スタビライザーとスプリッターが、設置されている。

(2) 近代化前の NO_x 排出量の推定

1) Pc-1

NO_x 排出量

$$= (\text{The amount of dry flue gas}) \times 0.000113 \times 46 / 22.4$$

$$= 162,000 \text{ nm}^3/\text{h} \times 0.000113 \times 46 / 22.4$$

$$= 37.6 \text{ kg/h}$$

2) Pc-2

NO_x 排出量

$$= (\text{The amount of dry flue gas}) \times 0.000113 \times 46 / 22.4$$

$$= 47,000 \text{ nm}^3/\text{h} \times 0.000113 \times 46 / 22.4$$

$$= 10.9 \text{ kg/h}$$

(3) 近代化後の NO_x 排出量の推定

(酸素制御・空気予熱実施)

1) Pc-1

NO_x 排出量

$$= (\text{The amount of dry flue gas}) \times 0.000130 \times 46 / 22.4$$

$$= 101,000 \text{ nm}^3/\text{h} \times 0.000130 \times 46 / 22.4$$

$$= 27.0 \text{ kg/h}$$

2) Pc-2

NOx 排出量

$$\begin{aligned} &= (\text{The amount of dry flue gas}) \times 0.000130 \times 46 / 22.4 \\ &= 30,000 \text{ nm}^3/\text{h} \times 0.000130 \times 46 / 22.4 \\ &= 8.0 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

(4) まとめ

推定 NOx排出量は近代化後、13.5 kg/h減少している。

この NOx排出量はシミュレーション・モデルから得られた熱負荷にもとづいて計算されている。3.6.1で説明したように、シミュレーション・モデルから計算された Pc-1の燃料消費量は、実際の消費量より多い。

従って、この推定 NOx排出量は、参考として取り扱われるべきである。

低-NOx バーナーを実際設置する場合は、低-NOx バーナーの性能が異なるので、削減量の推定は、ベンダーの資料にもとづいて再度計算することを勧める。

表 4.5-3 ESTIMATION OF SO₂ EMISSION (BASED ON CALCULATED HEAT DUTY & FUEL OIL)

	Present (26 Nov. 1993, Converted to 308 t/h)		After Modernization (308 t/h)		NOTE		
	Calculated Heat Duty	Fuel Oil Consumption	SO ₂ Emission	Calculated Heat Duty		Fuel Oil Consumption	SO ₂ Emission
1. Calculation Pc-1	141.2 GJ/h	5,954 kg/h	333.4 kg/h	144.8 GJ/h	6,106 kg/h	342.0 kg/h	(1 : Outlet Temp. of Pc-1 is 320°C
Pc-2	46.9 GJ/h	1,977 kg/h	110.7 kg/h	40.0 GJ/h	1,686 kg/h	94.4 kg/h	(2 : Heater Efficiency is assumed 60%
(Sub total)	(181.1 GJ/h)	(7,931 kg/h)	(441.1 kg/h)	(184.8 GJ/h)	(7,792 kg/h)	(436.4 kg/h)	: Sulfur Content of Fuel Oil is 2.8 wt. %.
2. Modernization Plan							: Lower calorific Value is 9,443 kcal/kg
(1) Air Pre-Heater (4 Pc-1 Pc-2)	—	—	—	—	924.5 kg/h	51.8 kg/h	(3 : Including Heat Duty for Stabilizer & Splitter (19.4 GJ/h = 818 kg/h as fuel oil)
	—	—	—	—	255.3 kg/h	14.3 kg/h	
(2) Decrease O ₂ % Pc-1 Pc-2	—	—	—	—	446.7 kg/h	25.0 kg/h	(4 : O ₂ % in Flue Gas is 4%
	—	—	—	—	50.2 kg/h	2.8 kg/h	
Total	188.1 GJ/h	7,931 kg/h	444.1 kg/h	184.8 GJ/h	6,115.3 kg/h	342.5 kg/h	

4.6 廃水中に含まれる悪臭物質低減のための代替計画の検討、評価

4.6.1 現状の廃水の流れ図と廃水性状

現状の廃水の流れ図を図 4.6.1に、廃水の性状を表 4.6.1に示す。

4.6.2 対応策

次に示すように 3つの現実性のある対策がある。

- (1) 集水枒と機器の排水配管を連結し悪臭が洩れないようにする。

この方法は、コストがあまり掛からないと言う利点をもつ。

図4.6-2の「Seal of Drip Funnel」図を参照されたい。

- (2) 第一原油蒸留装置内に廃水ストリッパーの設置

悪臭の原因は、アンモニアと硫化水素とフェノール混合物であろうと推定される。

表 4.6-1には、アンモニアが測定されていない。廃水ストリッパーを設計する場合は、アンモニアをチェックすべきである。

この対策は、第一原油蒸留装置内に廃水ストリッパーを建設し、悪臭の元となるアンモニア、硫化水素、フェノールを除去するものである。(図 4.6-2を参照されたい。)

廃水ストリッパーでは、アンモニアと硫化水素は除去できる。しかしながら、フェノールは除去できないので、廃水中の悪臭を除去するのに廃水ストリッパーが効果的であるかどうか試験室でテストし確認する必要がある。

廃水ストリッパーを一つの常圧蒸留装置ごとに設置することは経済的でないため、この方法は勧められない。

- (3) 第一原油蒸留装置と第二原油蒸留装置用に対して、一つの廃水ストリッパーを設置する。

この対策は、4つの蒸留装置に対して、2つの廃水ストリッパーの設置を意味している。

廃水ストリッパーは公害防止設備であり、常圧蒸留装置稼働中は、少なくとも1つの廃水ストリッパーは稼働していなければならない。

従って、少なくとも、2つの廃水ストリッパーが製油所に必要である。この場合、1つの廃水ストリッパーが停止した場合、1つの廃水ストリッパーで4つの常圧蒸留装置からの廃水を全量処理できず、4つの常圧蒸留装置の通油量を調整することが必要になってくる。

4.6.3 推奨案

価格面とその簡便性から、4.6.2の(1)の対策を推奨したい。

第2次現地調査で、価格が安いこととその簡便性から、4.6.2の(1)の対策を採用することで合意に達した。

表 4.6-1 PROPERTIES OF WASTE WATER FROM NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT FOR THE YEAR 1993

No	Item	Unit	System ☒	System ☒
1.	pH	-	6.8 - 8.7	7.2 - 9.0
2.	Sulfide	mg/l	1.1 - 510	2.8 - 308
3.	Phenol	mg/l	0.1 - 1.5	1.0 - 42
4.	Suspended Solid	mg/l	60 - 109	63 - 160
5.	Hydrocarbon	mg/l	10 - 1,847	43 - 550
6.	COD	mg/l	180 - 760	180 - 8,600
7.	Flow Rate	m ³ /h	8.5 - 20	8.5 - 84

出典：PPSA

FIG 4.6-2 COUNTERMEASURE FOR REDUCING OFFENSIVE SUBSTANCES IN SEWAGE

