

国際協力事業団

ポーランド共和国 商工省
プオック石油化学公社

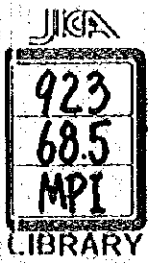
ポーランド共和国
マゾビアン石油精製所
近代化・環境対策計画調査
報告書

(要 約)

1995年 1 月



ユニコ インターナショナル株式会社
出光エンジニアリング株式会社



鉱調工
CR(4)
95-005



1125119 [6]

国際協力事業団

ポーランド共和国 商工省
プオック石油化学公社

ポーランド共和国
マゾビアン石油精製所
近代化・環境対策計画調査
報告書
(要約)

1995年1月

ユニコ インターナショナル株式会社
出光エンジニアリング株式会社

目次

	頁
第1章 調査の背景	S - 1
第2章 調査の内容	S - 3
2.1 第一原油蒸留装置近代化	S - 3
2.2 火力発電設備近代化	S - 5
第3章 建設費	S - 8
第4章 建設期間	S - 8
第5章 財務・経済評価	S - 8
結論と提言	S - 11
添付資料 1 PFD OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT IN MAZOVIAN REFINERY	S - 13
添付資料 2-1 FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT(1/2)	S - 15
添付資料 2-2 FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT(2/2)	S - 16
添付資料 3-1 PROPERTIES OF URAL CRUDE OIL(1/2)	S - 17
添付資料 3-2 PROPERTIES OF URAL CRUDE OIL(2/2)	S - 18
添付資料 4-1 MODERNIZATION OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT(1/2)	S - 19
添付資料 4-2 MODERNIZATION OF POWER PLANT(1/2)	S - 21
添付資料 5 PFD OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT IN MAZOVIAN REFINERY	S - 23

	頁
添付資料 6-1 PFD STABILIZATION UNIT OF MAZOVIAN REFINERY	S - 25
添付資料 6-2 PFD (AFTER MODERNIZATION) OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT IN MAZOVIAN REFINERY	S - 27
添付資料 7 MODERNIZATION PLAN OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT	S - 29
添付資料 8 CHART	S - 33
添付資料 9 DIFFERENCE OF ESTIMATED UTILITIES' CONSUMPTION BEFORE AND AFTER THE MODERNIZATION OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT	S - 34
添付資料 10 PPSAにおける既設スチーム系統図	S - 35
添付資料 11 SCHEMATIC FLOW DIAGRAM OF CURRENT DE-MINERALIZER FACILITIES	S - 36
添付資料 12 MODERNIZATION OF POWER PLANT	S - 37
添付資料 13-1 ボイラの簡易フローダイアグラム	S - 38
添付資料 13-2 RECOMMENDED POSITION OF SOOT BLOWER TO BE INSTALLED ..	S - 39
添付資料 14 ボイラ負荷バランスの一例	S - 41
添付資料 15 PPSAにおける電力バランス (1992年)	S - 42
添付資料 16 抽気復水タービン発電システム建設後の予想電力バランス ..	S - 43
添付資料 17-1 SUMMARY OF NO. 1 CDU	S - 44
添付資料 17-2 SUMMARY OF POWER PLANT	S - 45
添付資料 18-1 IMPLEMENTATION SCHEDULE (NO. 1 DISTILLATION UNIT)	S - 46
添付資料 18-2 IMPLEMENTATION SCHEDULE (POWER PLANT)	S - 47

	<u>頁</u>
添付資料 19 原油・石油製品価格 (ロッテルダムFOBバージ価格を基に補足)	S - 48
添付資料 20 用役費、労務費、修繕費 (PPSAの1993年実績値から推定)	S - 48
添付資料 21 販売管理費、一般管理費、その他経費および所得費 (PPSA全社)	S - 48
添付資料 22-1 COMPARISON OF MAJOR FINANCIAL ASPECTS BETWEEN "WITHOUT" AND "WITH" CASES IN YEAR 2000	S - 49
添付資料 22-2 COMPARISON OF OUTPUT VOLUME AND AMOUNT BETWEEN "WITHOUT" AND "WITH" CASES	S - 50
添付資料 23 COMPARISON AMONG CASES OF FINANCIAL EVALATION THROUGH PROJECT LIFE	S - 51
添付資料 24 FINANCIAL EVALUATION OF POWER PLANT MODERNIZATION	S - 52

第1章 調査の背景

1989年9月ポーランド最初の非共産主義内閣であるマゾヴィエツキー内閣が誕生し、政治の民主化と市場経済体制への移行を決めた。この政策は、1993年9月に誕生したパウラク内閣においても、移行の進め方などの相違はあるにしても基本的には継承されている。

移行以前のポーランド産業は、消費財産業より生産財産業に重点があり、国営の大企業が多く、原料・市場については旧共産圏との関係が深く、外資は存在しなかった。移行後の1994-1997年の中期工業政策では、上記移行前の政策に対して、産業構造の変革・国営企業の民営化・原料及び製品市場分野での旧共産圏の比重を引き下げること、外国資本の導入を促進するなどの政策が採用されている。

ポーランドでの一次エネルギーとしては、エネルギーの自給率を高める目的もあり、1960年には石炭の比重が約93%と高かったが、その後石油・天然ガスの比重が増加している。しかし1993年現在でも石炭の比重は72%でOECD諸国の19%に比較して極めて高い比率である。2010年までのエネルギー政策によれば、1995年の製油所の能力1万4700トンをも2005年には2万5000トンにする計画である。

またポーランドはGDP当たりエネルギー消費比率がOECD諸国に比較して2-3倍高い。上記の通りGDP当たりエネルギー消費比率が多く、エネルギーの中における石炭消費率が高い上に、環境対策の遅れもありエネルギー消費による大気に放出される汚染物質の排出量はOECD諸国に比較して極めて高く、森林の被害も大きい。河川の汚染も酷く、工業・農業用の基準値以下のものが57%を越している。

1990年11月には環境省が環境政策を発表した。この政策では緊急問題解決としての3-4年の短期計画、汚染度がECの基準に達する為の2000年迄の中期計画、持続可能な発展のための環境の整備を目的とした2020年までに行う長期計画からなっている。

プョック石油・石油化学公社(PPSA)は、プョック県にあるが、同県は人口52万人で、雇員面から見れば44%が農業で、約20%が工業であり1992年の失業率は18.5%とポーランド全体の13.6%より高い。PPSAは同県の全工業生産の70%以上を占めており、雇員面でも最大の企業で、地域への熱供給も行っている。

上記のポーランドの政策転換は、PPSAに対しても下記の対応を求めている。

- (1) 国営企業から民営化への移行段階として、工業省より民営化省に移管され、原油の購入・製品の販売面で自由化が進行している。

- (2) 西欧市場との石油製品の流通自由化は、石油製品の品質・価格面で西欧の石油製品の水準に接近する必要がある。また増加する石油製品の需要を考慮する必要がある。原油については、ロシアからの原油の輸入に加えて中近東・北海油田からの輸入が約半分に達している。
- (3) ポーランドの中央政府の環境政策に対応して、汚染物質の低減を図らなければならない。

PPSAでは既に、「第1から第4までの原油蒸留装置の近代化」「第2FCCの改造」「FCCへのフィードの脱硫設備設置」「潤滑油脱硫設備設置」「原油の混合設備設置」「第2エチレンプラント改善」「第3ポリエチレンプラント建設」「火力発電所の排煙脱硫」「第1-第3ボイラプラントの近代化」「廃水設備の設置」など2000年に向けて計画が立てられている。

今回の調査対象は、上記の内、第一原油蒸留装置の近代化と、火力発電設備の近代化に関するものである。

第2章 調査の内容

2.1 第一原油蒸留装置近代化

第一次現地調査時点（1993年11月）の第一原油蒸留装置のフローシートは添付資料1の通りで、主体をなすのは第一常圧蒸留装置と第一減圧蒸留装置である。今回の近代化の主たる目的は下記の通りである。

(1) 蒸留設備の能力向上と製品の品質改善

- 1) 石油製品の品質を改善しオフグレード製品が出ないようにすることと、製品の品質規格を添付資料2の通りとする。
- 2) 第一常圧蒸留塔と第一減圧蒸留塔の通油量のバランスをとり、能力向上を図る。
第一常圧蒸留装置の設計通油能力は308t/hであるが、現在の運転では第一常圧蒸留装置の通油量が288t/hを超すと、常圧蒸留塔塔底油の量が第一減圧蒸留装置の能力をオーバーし、一部塔底油は減圧蒸留塔をバイパスせざるをえない。
- 3) 予備蒸留塔塔頂から出るA10溜分の処理をする。
第一常圧蒸留装置の予備蒸留塔から出るA10溜分は、硫黄分が多く、他の蒸留装置から出るA10溜分と別個に処理することが必要である。
- 4) 脱塩器の改造は検討対象に含まれていたが、脱塩原油中の塩分と水分量及び脱塩器からの排水中の油分の含有量の調査の結果、現状で十分と判断されたので、近代化計画から除外した。

(2) エネルギーの節約

熱交換器の再配列、ボックス・ウォータークーラーの撤去、エア・プリヒーターの設置、加熱炉からの排ガス中の酸素濃度制御によりエネルギーの節約をはかる。

(3) 汚染物質の排出低減

臭気汚染に対しては、労働環境上除去することが必要である。大気汚染物質のSO₂については省エネルギーにより、NO_xについては省エネルギーと低NO_xバーナーの使用により低減を図る。

(4) 部品の供給難などから、空気式の計測・制御設備からDCSに変換

以上の近代化を計画するに当たつての条件は下記の通りである。

- 1) 第一原油蒸留装置で処理される原油はウラル原油で、その組成は添付資料 3の通りである。
- 2) 近代化に当たり電気の消費量が約1MW 増加が予定されるが、電気の供給面からは問題がない。
- 3) 近代化により、各石油製品量が、従来のもものと異なるが、既存の下流設備で十分処理できる。
- 4) 既存の機器類は設計能力で連続運転が可能である。(設計の段階で、詳細に既設機器のチェックが必要である。)

調査団は、コンピューターシミュレーションモデルを作成して、既存設備の解析と近代化後の解析を行った。

その結果、問題点と改善対策は添付資料4の通りであり、改善点は添付資料5、改善後のフローシートは添付資料6-1、6-2の通りである。この改善対策により、下記の改善が計られる。

- 1) 石油製品の改善は次の通りである。
 - (a) オフグレード製品が生産されることが無いように、ストリップバにストリップピング・スチームを導入する。水分凝縮による腐食と触媒目詰を防止する為にコアレッサを必要箇所に設置する。
 - (b) 予備蒸留塔の塔頂から出るA10溜分からLPGを分離する為にスタビライザを、ナフサを重質ナフサ、軽質ナフサに分離の為にスプリッタを設置する。
 - (c) 蒸留塔内での各溜出油間分離用段数の変更・温度状況の変更などにより、石油製品は従来の規格から新しい規格に変更して生産される。但し A13溜分のフラッシュポイントが、ケロシンの生産が含まれないことから、規定値より低くなる。この点については第2次調査の際に、ポーランド側の了承を得た。
- 2) 加熱炉(PC-2)の出口温度上昇、熱交換器の配列変更などを行う事により、PC-2の取り替えなしに、常圧蒸留塔塔底温度をあげることが出来、減圧蒸留塔に行く塔底油

量を減らすことが出来る。このことにより、第一常圧蒸留装置に最大量の308t/hの原油を通して、常圧蒸留塔の塔底油全量を第一減圧蒸留塔で処理出来る。またこのことは、全体として付加価値の高い製品の生産比率をあげることに寄与出来る。既存と近代化後の製品の質と数量は添付資料7の通りである。

- 3) 環境汚染物質の排出改善は添付資料8の通りである。悪臭防止の為に、アミン洗浄設備を設けた。SO₂・NO_xの低減は、燃料消費量の削減と低NO_xバーナの適用による。
- 4) エネルギー消費量に関する、既存及び近代化後の数値は添付資料9の通り改善される。
- 5) 用役使用量としては、エアプリヒータの設置、ポンプの取り替えなどで、電気・蒸気消費量が増加し、スタビライザ/ストリップの設置で冷却水が増加する。

2.2 火力発電設備近代化

PPSAのスチーム系統図（ボイラ及び発電機記載）は添付資料10の通りであり、既設ボイラ給水処理設備の簡易フローダイアグラムは添付資料11の通りである。

近代化の目的は下記の通りである。

- (1) 第1から第3ボイラ
 - 1) ボイラ効率の改善
 - 2) NO_xとSO₂の減少
- (2) ボイラ給水系統
 - 1) 化学薬品消費量の低減
 - 2) 水消費量の低減
 - 3) 原水処理能力の向上
- (3) 発電能力の増加（DCS制御とする）

上記近代化に当たり冷却水が11,000m³/hr増加が見込まれるが既存設備で対応出来ること、既存機器は設計通り運転出来ることが前提条件として確認された。

この近代化により、上記の改善目的が添付資料12のように達せられる。以下概要を述べる。

(1) 第1から第3ボイラの近代化

1) ボイラ効率の改善

- (a) スーツプロアーを必要箇所（添付図面13）に設置することにより、チューブの汚れを防ぐことが出来る。このことは、汚れによる熱効率の低下防止・連続運転期間の長期化・このことによる全体のボイラの運転計画の合理化（添付資料14に一例を示した）が図られる。
- (b) 重質燃料油に適したバーナーチップの変更による燃焼条件の改善
- (c) ディアレタ・ベント・スチームからの熱回収
- (d) エアプリヒータを含むユングストロームの取り替えにより、ユングストロームの熱効率向上・排ガス中への漏洩空気量の減少によるプロアーの電力消費削減と脱硫設備への負荷の低減がはかられ熱効率を向上させる。

2) NO_x、SO₂の減少

基本的には、全ボイラの排ガスは共通の脱硫・脱硝設備で、それぞれの濃度が規定に合うように処理される。従ってボイラ1-3においては出来る限りNO_x・SO₂の排出量を抑えることにより、共通の設備の負荷を減少させることを目的とすることになる。

- (a) 燃料消費量と排ガス量の削減による効果
- (b) 低NO_xバーナーの採用
- (c) ボイラの水冷壁を溶接構造にすることは効果的であるが、既存ボイラに適用することは困難であり、新設と同様になるので近代化計画には取り上げない。

(2) ボイラ給水系統

1) 化学薬品消費量と水の消費量の削減は下記の方法による。目標数値として薬品原単位をHCLについては0.69kg/m³から0.4kg/m³に、NaOHについては0.89kg/m³から0.5kg/m³に下げることが可能である。しかし現在の用水原単位の1.4m³/m³を、目標値である1.1m³/m³に下げることが困難で、1.3m³/m³にとどまる。

- (a) イオン交換樹脂を再生する際、薬品の流れを現在の並流から対向流に変更すること、強と弱陽イオン及び、強と弱陰イオンの再生をそれぞれシリーズで行う事により、再生効率をあげ、薬品の消費量を減らす。
- (b) 交換樹脂塔内の処理水の流れを均一にする為のディストリビュータを設ける。
- (c) 同じく、交換樹脂塔薬品のコレクターを設ける。
- (d) 配管中のデッドスペースを減らし、デッドスペースの残留薬品を減らし無駄をなくす。

2) 原水処理能力の増加

原水処理能力の増加を検討したが、現在のイオン交換樹脂塔塔径から、流量に制限あり、現状の機器では能力増加をすることは困難と判断された。水処理能力は増設による以外にない。原水処理能力を増加する場合にはPPSAの原水の性状から逆浸透膜が有利と判断される。

(3) 発電能力の増加

夏場の蒸気需要減少により、既存の抽気タービン発電では発電が低下し、夏場には大量の電気を外部から購入している（添付資料15）。抽気復水タービン発電機を設置することにより、蒸気需要に左右されずに発電することができる。抽気復水発電により発電することによる購入電力の削減効果を添付資料16に示した。

第3章 建設費

第一原油蒸留装置及び火力発電設備の近代化手段に必要な改造工事費用は、改造工事の内容別に現地企業（PPSA、現地エンジニアリング会社、機器製造企業）を訪問し、ポーランド国内で工事・製造可能のもの費用を積算し、ポーランド国内で製造出来ない機器については、過去のポーランドに於ける輸入実績、及びヨーロッパに於ける価格を参考にして見積をおこなった。結果は添付資料17の通りである。

第4章 建設期間

建設期間には設備の内容により、建設方法が異なることも考慮して、添付資料18のように、原油蒸留設備近代化は29ヶ月、ボイラ関係は24ヶ月を想定した。

第5章 財務・経済評価

財務経済評価には下記が基礎条件として採用した。

- (1) 原油・石油製品価格についてはロッテルダム FOB価格を採用した。価格表は添付資料19の通りである。
- (2) 用役費については、今後の価格動向（国際的エネルギー価格）、労務費・修繕費はPPSAの1993年の実績から添付資料20のように想定した。
- (3) 販売管理費・一般管理費・その他経費・所得税などは本来会社全体にかかるものであるが一応両案件それぞれ単独にかかるものとして添付資料21を使用した。原油・石油製品・設備投資にかかる全てに付加価値税（22%）は結果として調整されるので考慮しないことにした。即ち財務計算においては投資額に含まれる付加価値税を控除したものを使用する。なお国境税は石油製品に関しては掛からず、原油に関しては掛かる。操業準備金、建中金利は当プロジェクト単独で積算して加えた。
- (4) 買い掛け金は原油の30日分とする。製品は中間製品であるので、在庫・売り掛けともに無い。

(5) 資本調達は、自己資本50%で、残りは短期5年・金利12.5%の借り入れ金とする。

第一原油蒸留装置の近代化の目的は、下記の(1)-(3)のように絶対条件のもと、(4)-(6)のように採算性向上の案件に大別される。

(1) 石油製品のオフ・グレードの生産防止は、西欧との貿易自由化から絶対条件である。

(2) 悪臭対策も、労働環境から見て絶対条件である。

(3) 計測・制御方式をDCSに変換することは、旧システムへの部品供給が困難であるとの理由から、会社全体のプロセスに適用が予定されているのでこれも絶対条件と考える。

(4) 製品規格の変化と製品別生産量の変化（または生産能力の上昇）

(5) 省エネルギー

(6) 公害の削減

絶対条件のものは、改善の方法の選択が検討される必要があるが、改善がされない限りその工程は運転出来ないことを意味する。またこれら改善による効果は数量的に把握出来ない。一方、採算性向上の為の対策には、効果も測定出来るので、採算性を考慮して、採用するかどうかが検討される。

火力発電設備の改善の目的は次の通りである。

(1) ボイラの効率の向上（燃料消費量の削減）とNO_xとSO_xの削減

(2) ボイラへの給水設備の用水・化学薬品消費量の低減及び原水処理能力の増大

(3) 抽気復水発電設備の設置による電力供給能力の向上

第一原油蒸留装置の近代化に関する検討結果は、添付資料22、23の通りである。この資料が示すことは、稼働率が80%の場合、絶対条件の為の投資と合理化の為の投資を含めた総投資額が1年間の税引き後の利益の約20～35%に相当し、借り入れ金の返済も元本・金

利含めて十分支払われることである。また測定困難な効果を含まないで、測定可能な効果だけで計算した内部収益率も極めて高いし、回収期間も妥当である。

火力発電設備の改善に関する投資と効果には、添付資料24の通りであり、高硫黄油を使用し、ボイラの稼働率 80%の場合でも、回収期間は妥当な範囲である。唯今回の改善では、用水消費量は、目的の数値は達成できず、また、原水処理能力は増加出来ない。処理能力増加の為には新設備が必要である。

結論と提言

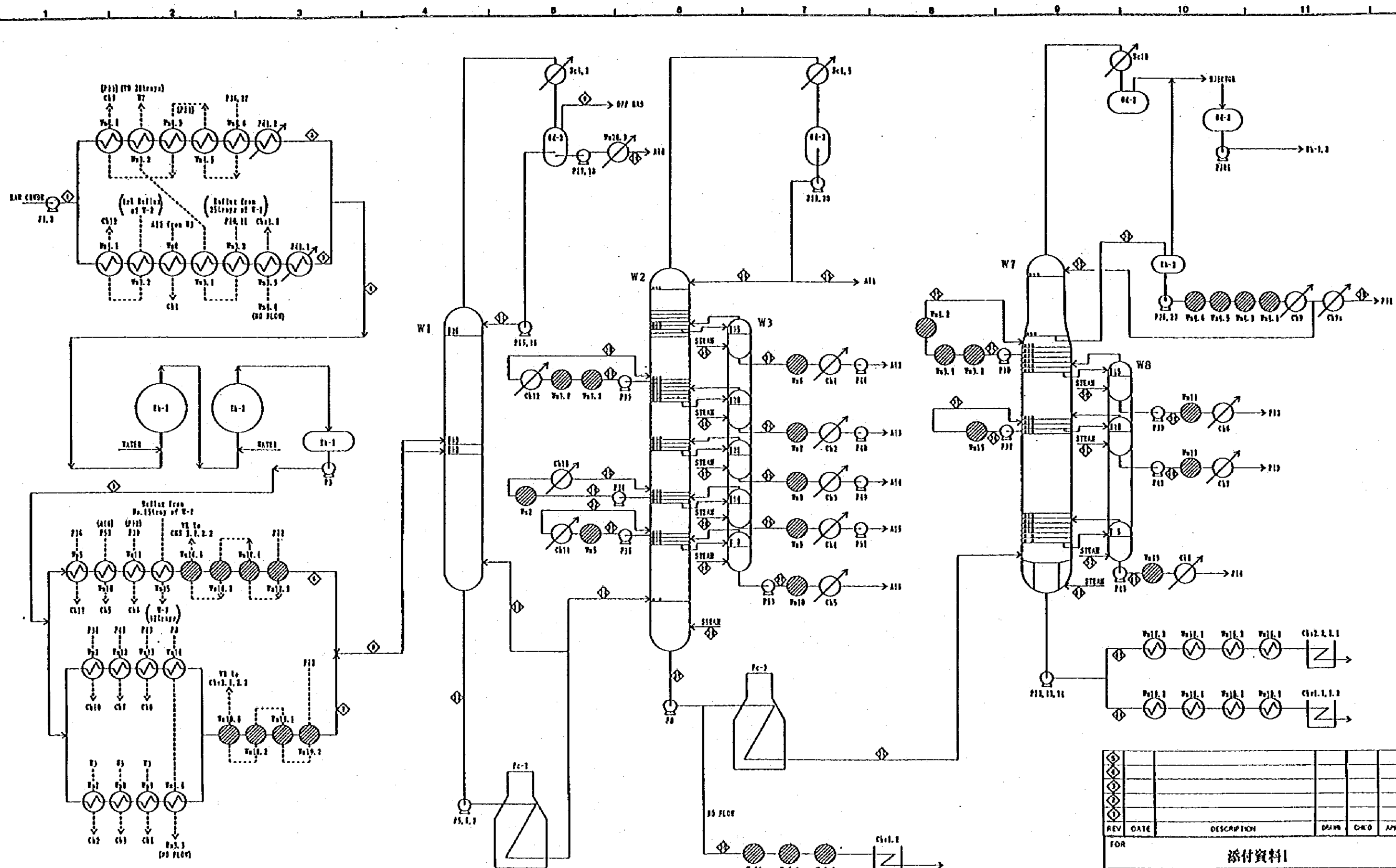
第一原油蒸留装置の近代化は、市場経済に対応し最終製品規格製造の為の中間製品規格の変更・オフグレード製品の生産防止・価格の調整（ロツテルダム価格採用）を図り、悪臭防止、DCS計測設備の導入、高付加価値製品の生産増加（常圧蒸留塔と減圧蒸留塔のバランス調整を含めて）、燃料消費量の削減などを目的とした。これらの目的は、蒸留塔の有効利用・適切な熱回収・ストリッパへのストリッピングスチームの導入など運転条件の変更などで技術的に可能である。そしてそれに必要な全投資は、十分引き合うことが示された。このことは改善投資の実施が望ましいことを示している。

火力発電設備の近代化投資にも、ボイラ改善は、燃料消費量削減・運転の長期化などが期待される。ボイラ給水設備の改善は、イオン交換樹脂再生用の薬品の減少が図られる。抽気復水タービン発電は、夏期の熱供給の減少に左右されずに発電出来ることで、購入電力を大幅に減少出来る。唯給水処理能力を増加するには、既存の設備で不可能で新規設備が必要である。以上は技術的面から可能だけでなく経済性からも妥当性が示された。従ってこれら近代化投資は合理的なものと判断される。

大気汚染に関係しては、第一原油蒸留装置の加熱炉と第1-3ボイラからの排ガスが対象となるが、SO₂、NO_xとも省エネルギーの効果で削減される。NO_xに関しては更に低NO_xバーナーで削減が出来る。しかし、この対策では不十分で、PPSAで決定されているボイラの脱硫・脱硝設備の設置が必要であり、また硫黄分の少ない燃料への転換も検討する必要がある。排水関係では第1蒸留設備の各蒸留塔塔頂受槽からの排水に含まれる悪臭の対策を検討した。対策としては排水ストリッパの設置と集水弁と機器の排水配管を連結する方法を検討したが後者がリコmend出来る。また減圧蒸留塔装置受槽（0d-8）とスロップタンク（Zb-3）に含まれる硫化水素対策として、アミン洗浄装置を検討した。しかしこれはコストがかかるので、現状通りこのガスを加熱炉で燃焼する方法がベストである。

近代化投資の効果は、稼働率に大きく影響される。従って高い稼働率を確保することが望まれる。この為には、運転に必要な原油が入手されることや、石油製品の販売が円滑に行われることが前提条件になる。しかし同時に、設備面でのトラブルによる稼働率の低下を防ぐ必要がある。この為に、設備の保全を十分に且つ合理的に行う事が望ましい。既にPPSAでは予防保全と事後保全からなる計画保全が採用されていると考えられるが、予防保全では優れた設備診断技術が必要である。

稼働率の向上以外にも、利益を向上させる為には、状況変化に応じた適切な運転条件の管理などが必要である。原油蒸留設備の管理にDCSが導入されることもあり、正確な計測と、計測結果による適切な運転を行うことが望ましい。



NOTE: THESE DATA ARE CONFIDENTIAL AND THE PROPERTY OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. AND SHALL NOT BE DISCLOSED TO OTHERS OR REPRODUCED IN ANY MANNER OR USED FOR ANY PURPOSES WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. RELATED TO SUCH DATA.

REV	DATE	DESCRIPTION	DRAWN	CHKD	APPD

FOR 添付資料1

IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD.

TITLE
PFD
OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION
UNIT IN MAZOVIAN REFINERY

DRAWN	SCALE	JOB NO.
CHKD	DATE	OWG NO.
APPD		

**添付資料2-1 FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR CRUDE OIL
DISTILLATION UNIT (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)R ₁	① W-5 Column in depentanization operation ② W-5 Column in dehexanization operation	Distillation(*1) IBP min. 25 °C FBP 85 ± 5°C Loss+Residue max. 4 vol. % Distillation(*1) IBP min. 25 °C FBP max. 80 °C C ₁ content max. 4 wt% C ₂ content max. 1 wt%
(4)R ₂	① W-5 Column in depentanization operation ② W-5 Column in dehexanization operation	Distillation(*1) IBP 78 ± 5°C 50 vol.% recovered at °C 87 FBP 110 ± 5°C 1) or C ₁ - C ₂ content 3 wt% Distillation(*1) IBP 80 ± 5°C FBP 110 ± 5°C C ₁ content minimized
(5)A ₁	① Reforming Feed ② Pyrolysis Feed	Distillation(*1) IBP 78 ± 5 °C FBP. max. 150 °C Distillation(*1) IBP 78 °C FBP. max. 180 °C
(6)A ₂	① Reforming Feed ② Pyrolysis Feed	Distillation(*1) IBP min. 130 °C FBP max. 180 °C Distillation(*1) IBP min. 130 °C FBP max. 230 °C
(7)A ₃	Diesel Oil Blend	Distillation(*1) FBP max. 300 °C Flash Point(ASIM D 93) min. 80 °C

NOTE: (*1) ASIM D 86

**添付資料2-2 FUTURE PRODUCT SPECIFICATION FOR CRUDE OIL.
DISTILLATION UNIT (2/2)**

(8)A ₁	Diesel Oil Blend	% vol. evaporated at 350°C Summer min. 85 Winter min. 90																																
(9)P ₁	Diesel Oil Blend	Non Specificated																																
(10)P ₁	Lubricating Oil	<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2"></th> <th colspan="2">OPERATION</th> </tr> <tr> <th>A</th> <th>B</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="3">Distillation(*2) (TBP)</td> </tr> <tr> <td colspan="3">% vol. evaporated</td> </tr> <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> <tr> <td colspan="3">Viscosity at 100 ° C (mm²/s)</td> </tr> <tr> <td></td> <td>2.5-3.2</td> <td>3.5-4.2</td> </tr> </tbody> </table>		OPERATION		A	B	Distillation(*2) (TBP)			% vol. evaporated			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	Viscosity at 100 ° C (mm ² /s)				2.5-3.2	3.5-4.2
	OPERATION																																	
	A	B																																
Distillation(*2) (TBP)																																		
% vol. evaporated																																		
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																																
Viscosity at 100 ° C (mm ² /s)																																		
	2.5-3.2	3.5-4.2																																
(11)P ₁	Lubricating Oil	<table border="1"> <tbody> <tr> <td colspan="3">Distillation (*2) (TBP)</td> </tr> <tr> <td colspan="3">% vol. evaporated</td> </tr> <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> <tr> <td colspan="3">Viscosity at 100 ° C (mm²/s)</td> </tr> <tr> <td></td> <td>5.0-5.6</td> <td>6.9-7.3</td> </tr> </tbody> </table>	Distillation (*2) (TBP)			% vol. evaporated			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	Viscosity at 100 ° C (mm ² /s)				5.0-5.6	6.9-7.3		
Distillation (*2) (TBP)																																		
% vol. evaporated																																		
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																																
Viscosity at 100 ° C (mm ² /s)																																		
	5.0-5.6	6.9-7.3																																
(12)P ₁	Lubricating Oil	<table border="1"> <tbody> <tr> <td colspan="3">Distillation(*2) (TBP)</td> </tr> <tr> <td colspan="3">% vol. evaporated</td> </tr> <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> <tr> <td colspan="3">Viscosity at 100 ° C (mm²/s)</td> </tr> <tr> <td></td> <td>11.2-11.8</td> <td>12.0-14.0</td> </tr> </tbody> </table>	Distillation(*2) (TBP)			% vol. evaporated			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	Viscosity at 100 ° C (mm ² /s)				11.2-11.8	12.0-14.0								
Distillation(*2) (TBP)																																		
% vol. evaporated																																		
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																																
Viscosity at 100 ° C (mm ² /s)																																		
	11.2-11.8	12.0-14.0																																
(13)P ₁	Fuel Oil Blend	Flash Point 210 °C 210 °C																																
(14) Vacuum Residue	• Refinery Fuel Oil • For Asphalt Plant	Penetration 1/10 mm (ASTM D 5) max. 200 max. 200 min. 120 min. 120																																

NOTE: (*2) ASTM D 2887-78

添付資料3-1 PROPERTIES OF URAL CRUDE OIL (1/2)

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

DESCRIPTION	UNIT	VALUE
1. Density d^{20}_4		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

添付資料3-2 PROPERTIES OF URAL CRUDE OIL (2/2)

DESCRIPTION	UNIT	VALUE
10. Conradson Carbon Residue	Wt %	3.80
11. Metal Content	mg/kg	
V		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

添付資料 4-1 MODERNIZATION OF No.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (1/2)

Purpose	Modernization	Note
1. Increase of No.1 Vacuum Distillation Unit throughput and improvement of product quality (1) Improvement of product quality	- Installation of coalescer in relation with stripping steam injection - Construction of Stabilization Unit for A10 Product - Construction of Rectification Unit	
(2) Increase of No.1 Vacuum Distillation Unit Throughput	- No measures is required for imbalance of atmospheric tower and vacuum tower since imbalance has eliminated by new product specifications	
(3) Reduction of Atmospheric Distillation Product Number		Number of Atmospheric Distillation Products is reduced according to the new product specifications provided by PPSA.
(4) Improvement of Vacuum Tower Fraction	- No measures is required because of new Product specification	

添付資料 4-1 MODERNIZATION OF No.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT (2/2)

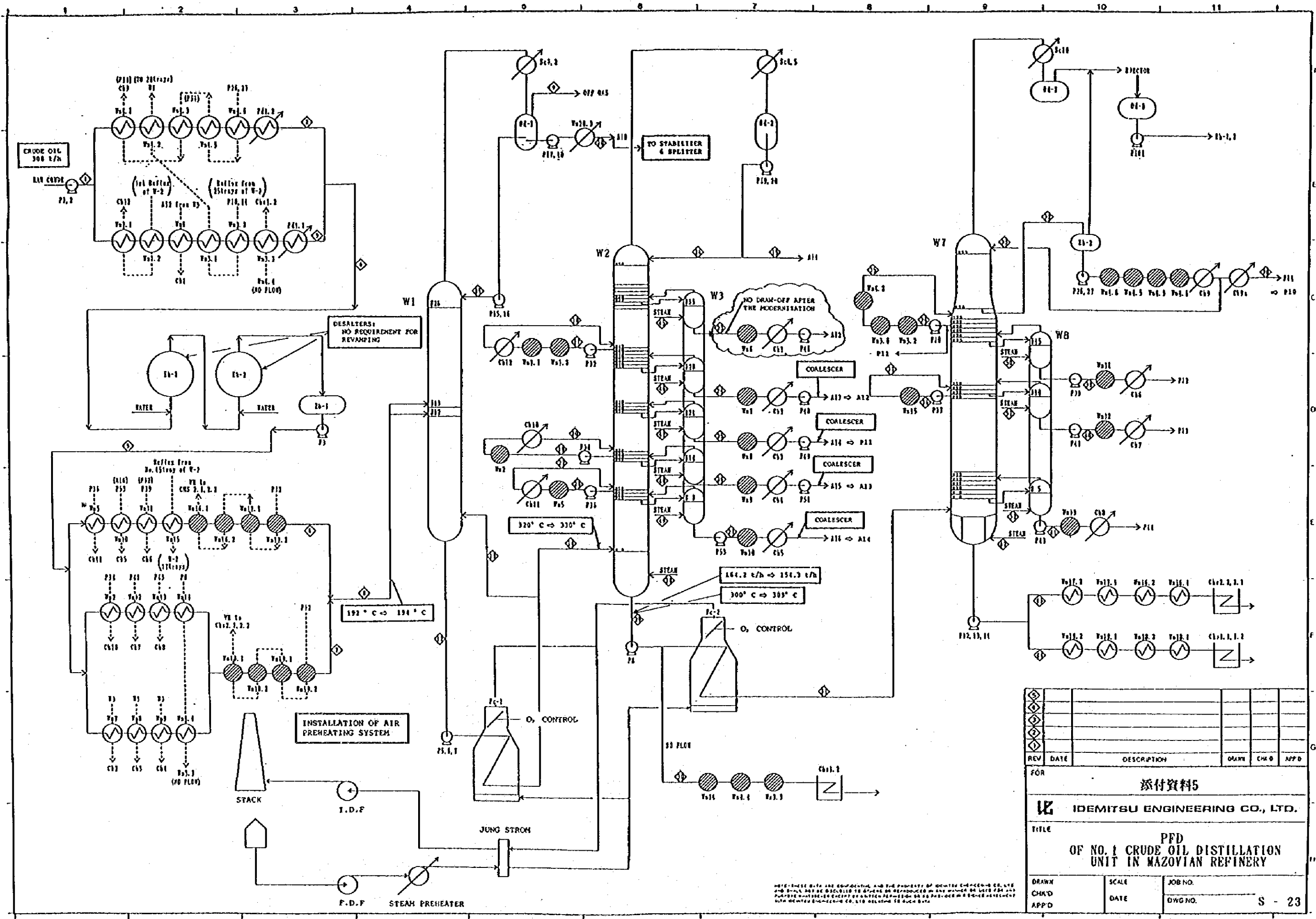
Purpose	Modernization	Note
2. Saving Energy	<ul style="list-style-type: none"> - Rearrangement of Heat Exchangers - Installation of a Jung Strom and related equipment - No box water coolers - 4% oxygen in flue gas control 	
(1) Improvement of heat exchange between products and crude oil (2) Improvement of Process Heater efficiency (3) Removal of box coolers (4) Reduction of oxygen content in flue gas	<ul style="list-style-type: none"> - Construction of amine treating facilities and related equipment 	Agreed that no amine treating facilities and related equipment will be constructed.
3. Reduction of Pollutant Emissions	<ul style="list-style-type: none"> - Short piece of pipe connection and water sealing 	
(1) Treatment of od-S and zb-3 emission	<ul style="list-style-type: none"> - SO₂ reduction by saving energy and NOx reduction by low NOx burners 	For No.1 Crude Oil Distillation Unit, SO ₂ and NOx treatment is not planned.
(2) Reduction of offensive odor substance in sewage	<ul style="list-style-type: none"> - Replacement of resent pneumatic system to DCS 	
(3) SO ₂ and NOx reduction of heater	<ul style="list-style-type: none"> - Not considered 	
4. Others		
(1) Application of DCS		
(2) Revamping of Electrodehydrators		

添付資料 4-2 MODERNIZATION OF POWER PLANTS (1/2)

Purpose	Modernization	Note
1. Boiler No.1 to No.3	<ul style="list-style-type: none"> - Remodeling of burner tips - Installation of soot blowers - Change of tube arrangement of economizer - Heat recovery from deaerator vent steam - Change of Jung Strom to low air leakage type - Remodeling of burner tips - Biased combustion - Replacement to low NOx burners 	<p>For keeping the effect of soot blower</p> <p>Actual 1.6 to 1.08</p>

添付資料 4-2 MODERNIZATION OF POWER PLANTS (2/2)

Purpose	Modernization	Note
<p>2. Boiler Feed Water Treatment System</p> <p>(1) Reduction of chemicals consumption</p> <p>(2) Reduction of raw water consumption</p> <p>(3) Increase of treating capacity</p> <p>3. New condensing/extraction power generation</p> <p>(1) Reduction of purchase of power in summer</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Modification of counter current regeneration system - Series chemical feed - Installation of water collector and chemical collector inside the tower - Reduction of dead space - Same measures as the reduction of chemical consumption <p>- Installation of condensing/extraction turbine and generator (65 MW)</p>	<p>The recovery of back wash water from filters is not feasible because of the high replacement cost for pretreatment system.</p> <p>The present treating capacity is chose to the upper limit of resin towers.</p>



REV	DATE	DESCRIPTION	DRAWN	CHK'D	APP'D

FOR 添付資料5

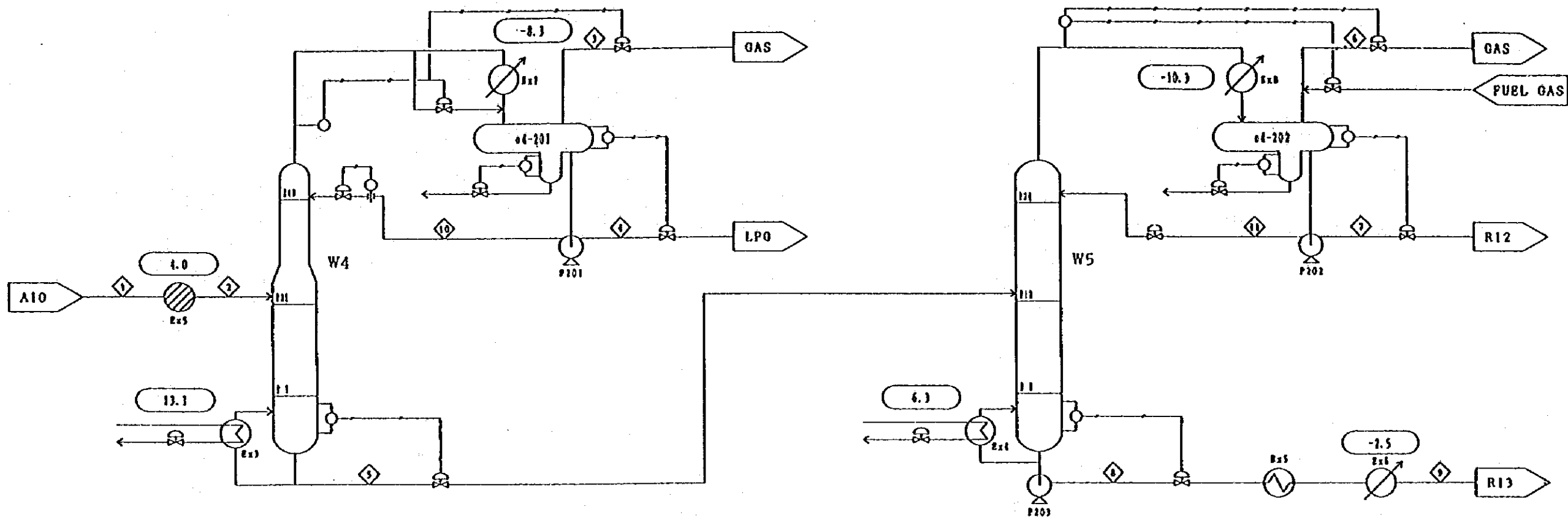
IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD.

TITLE
PFD OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT IN MAZOVIAN REFINERY

DRAWN	SCALE	JOB NO.
CHK'D	DATE	DWG NO.
APP'D		

S - 23

NOTE: THESE DATA ARE CONFIDENTIAL AND THE PROPERTY OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. AND SHALL NOT BE DISCLOSED TO ANYONE OR REPRODUCED IN ANY MANNER OR USED FOR ANY PURPOSE WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF THE PRESIDENT OR A DEDICATED MANAGER WITH IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. RELATIVE TO SUCH DATA.



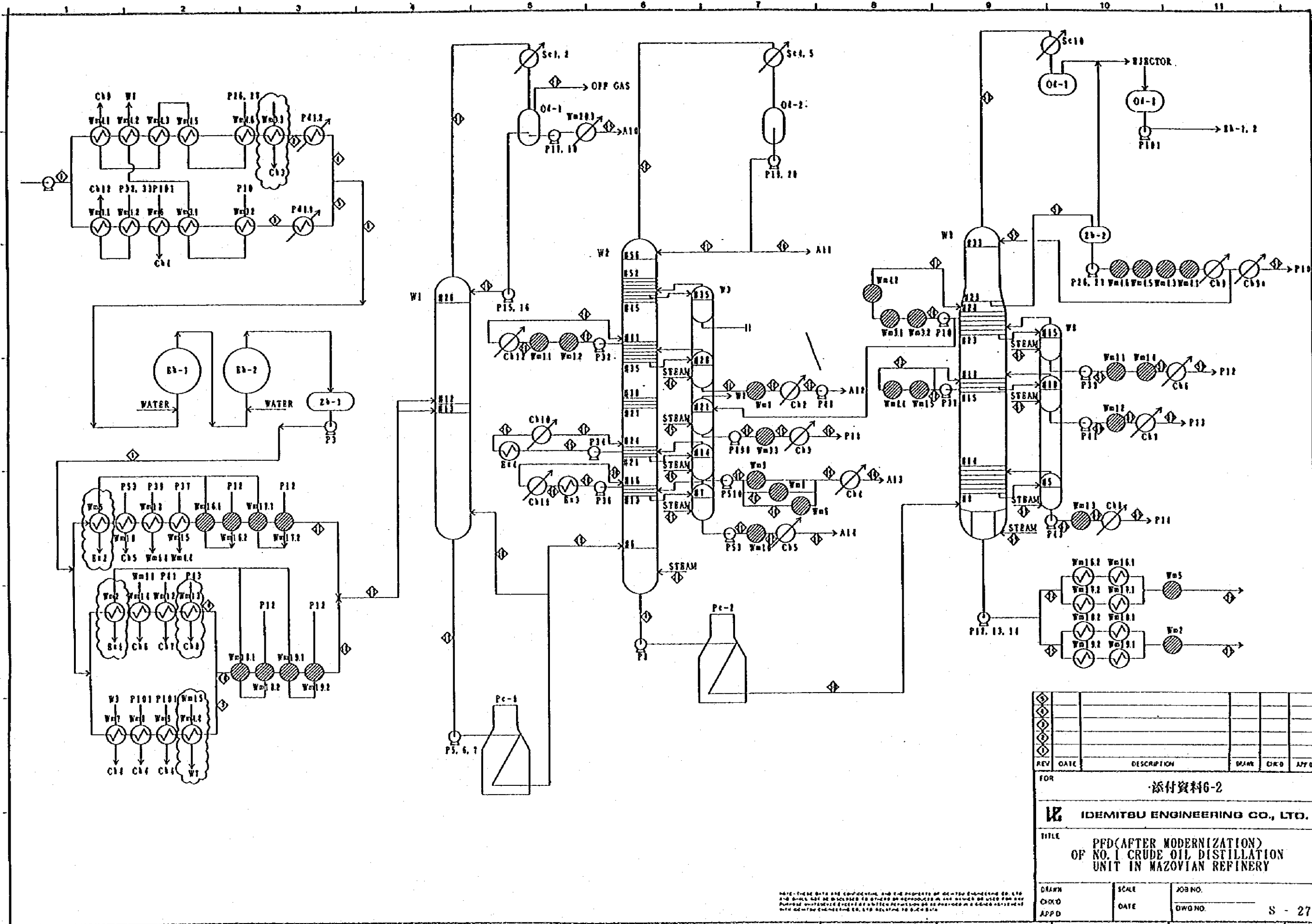
FLOW NO.	1	2	5	7	8	9	11	
FLOW RATE (kg/h)	25 096	↔	20 828	7 252	13 576	↔	20 476	
TEMPERATURE (°C)	55	70	162	47	116	38	47	
PRESSURE (MPa)	1.3	1.11	1.13	0.6	0.6	—	0.6	
DISTILLATION (°C)	METHOD	ASTM D86	↔	↔	↔	↔	↔	
	1BP	-23	↔	49	35	78	↔	35
	5X	5	↔	50	—	86	↔	—
	10X	16	↔	51	—	88	↔	—
	30X	40	↔	54	—	90	↔	—
	50X	66	↔	74	—	92	↔	—
	70X	80	↔	85	40	93	↔	40
	90X	93	↔	94	57	95	↔	57
	95X	101	↔	99	66	100	↔	66
FBP	102	↔	102	80	103	↔	80	
DENSITY@20°C (g/cm³)	0.661	↔	0.684	0.638	0.711	↔	0.638	

FLOW NO.	3	4	6	10	
FLOW RATE (kg/h)	—	4 268	—	17 072	
TEMPERATURE (°C)	38	38	47	38	
PRESSURE (MPa)	1.03	1.7	0.15	1.7	
COMPONENT (mol%)	C2	—	—	—	
	C3	—	20.2	—	20.2
	IC4	—	18.4	—	18.4
	nC4	—	61.2	—	61.2
	IC5	—	0.2	—	0.2
	nC5	—	—	—	—

HEAT DUTY (QJ/h)

REV	DATE	DESCRIPTION	DRAWN	CHECKED	APP'D
FOR 添付資料6-1					
IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD.					
TITLE PFD STABILIZATION UNIT OF MAZOVIAN REFINERY					
DRAWN	SCALE	JOB NO.			
CHK'D	DATE	DWGNO.			
APP'D		S - 25			

NOTE: THESE DATA ARE CONFIDENTIAL AND THE PROPERTY OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. AND SHALL NOT BE DISCLOSED TO OTHERS OR REPRODUCED IN ANY MANNER OR USED FOR ANY PURPOSE WITHOUT THE EXPRESS WRITTEN PERMISSION OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD.



REV	DATE	DESCRIPTION	DRWN	CHKD	APPD

FOR 添付資料6-2

IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD.

TITLE
**PFD(AFTER MODERNIZATION)
 OF NO. 1 CRUDE OIL DISTILLATION
 UNIT IN MAZOVIAN REFINERY**

DRAWN	SCALE	JOB NO.
CHKD	DATE	DWG NO.
APPD		

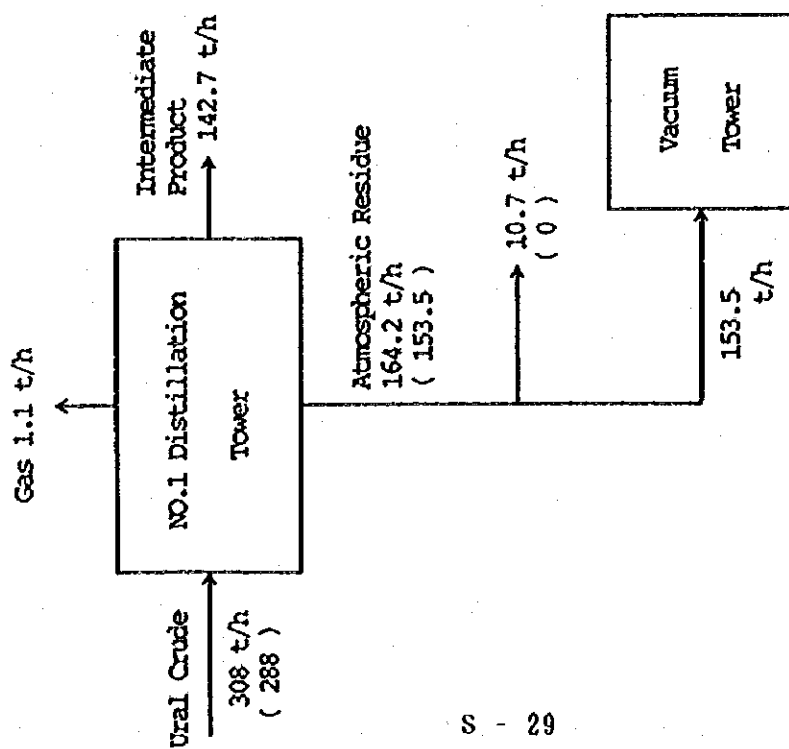
S - 27

NOTE: THESE DATA ARE CONFIDENTIAL AND THE PROPERTY OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. AND SHOULD NOT BE DISCLOSED TO OTHERS OR REPRODUCED IN ANY MANNER OR USED FOR ANY PURPOSE WITHOUT THE EXPRESS WRITTEN PERMISSION OF IDEMITSU ENGINEERING CO., LTD. RELATING TO SUCH DATA.

添付資料7 MODERNIZATION PLAN OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT

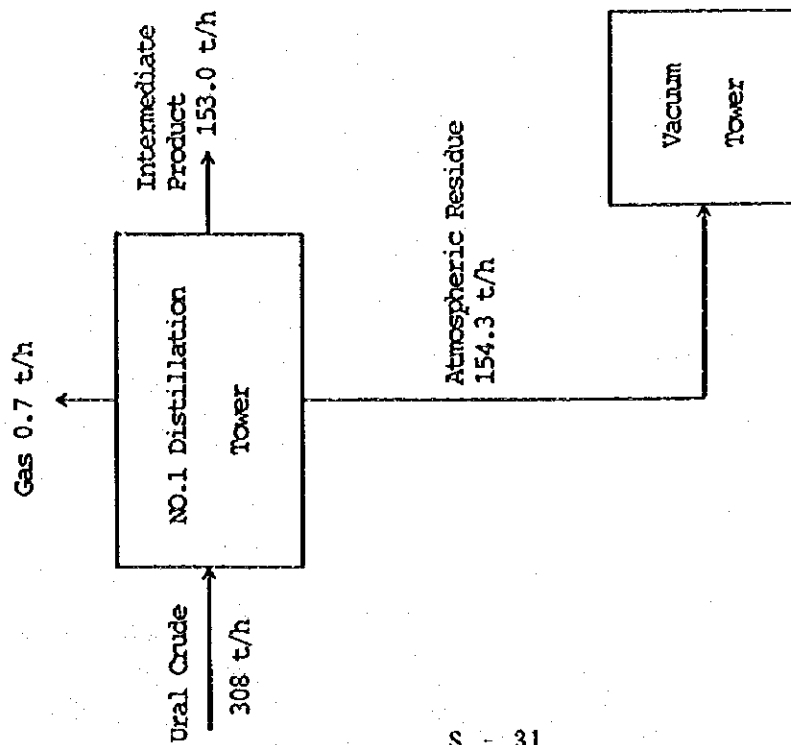
1. Before Modernization

Intermediate Products	Specification	Product Quantity (t/h)	Remarks
Gas	—	25	
Full range Naphtha (A10)	IBP min. 25° C FBP max. 180° C	20.9	IBP: Out of Spec. Gap: Not Satisfactory
Light Naphtha (A11)	IBP 78.5 ± 5° C FBP 148 ± 5° C	13.6	IBP: Out of Spec. Gap: Not Satisfactory
Heavy Naphtha (A12)	IBP 130° C FBP 190° C	20.5	IBP: Out of Spec.
Kerosene (A13)	FBP 220° C & vol. evaporated at 200° C - 50 Flash Point < 55°	18.2	FP : Out of Spec.
Light Gas Oil (A14)	IBP 180° C Density 0.81 ~ 0.835 Flash Point < 66°	25.1	IBP: Out of Spec. FP : Out of Spec.
Gas Oil (A15)	Density 0.83 ~ 0.850 & vol. evaporated at 350° C - 87	19.4	Lower than IBP of A16
Heavy Gas Oil (A16)	Density 0.85 ~ 0.870 & vol. evaporated at 350° C - 80	164.2	
Atmospheric Residue	—		



Intermediate Products	Specification	Product Quantity (t/h)	Remarks
Gas Oil (P11)	FBP < 460 ° C Density 0.88 ~ 0.895 Flash Point > 120° C Freezing Point < 8° C	41.0	Specific Gravity: Out of Spec.
Gas Oil (P12)	FBP < 460 ° C Flash Point > 120° C	17.1	FBP : Out of Spec.
Gas Oil (P13)	Density 0.91 ~ 0.925 Viscosity 10.5 ~ 12.5 mm ² /s Flash Point > 220° C Freezing Point < 7° C IBP > 400 ° C FBP < 545 ° C FBP-IBP ≤ 120° C	34.2	Vis : Out of Spec.
Gas Oil (P14)	Flash Point < 210° C	11.4	FBP-IBP : Out of Spec.
Vacuum Residue	Penetration (Softening Point R-B Method) 43.6 ~ 46.5	60.4	Penetration : Out of Spec.

2. After Modernization



Intermediate Products	Specification	Product Quantity (t/h)	Remarks
Gas	—		
LPG	Cl+C2 < 1.5 vol. % C5 < 0.5 vol. %	4.3	
Light Naphtha (RL2)	IBP > 25° C FBP 85 ± 5° C	7.2	
Light Naphtha (RL3)	IBP 78 ± 5° C 50 vol. % recovered at 87° C FBP 110 ± 5° C	13.6	
Light Naphtha (AL1)	IBP 78 ± 5° C FBP < 150° C	24.5	
Heavy Naphtha (AL2)	IBP < 130° C FBP < 180° C	9.7	
Light Gas Oil (AL3)	FBP < 300° C Flash Point > 80° C	65.7	FP : Out of Spec.
Heavy Gas Oil (AL4)	% vol. evaporated at 350° C Summer > 85 winter > 90	28.0	
Atmospheric Residue	—	154.3	

Intermediate Products	Specification	Product Quantity (t/h)	Remarks
Gas Oil (P10)		12.0	
Gas Oil (P11)	% vol. evaporated at 300 ° C < 0.5 325 ° C < 3 350 ° C < 10 400 ° C 45 - 60 450 ° C > 90 Vis. at 100 ° C 3.5 - 4.2	36.0	
Gas Oil (P12)	% vol. evaporated at 300 ° C < 0.5 350 ° C — 400 ° C max. 10 - 15 450 ° C 45 - 60 500 ° C 85 - 90 above 520° C < 15 Vis. at 100.° C 6.9 - 7.3	26.0	
Gas Oil (P13)	% vol. evaporated at 400 ° C < 5 450 ° C < 15 500 ° C 45 - 50 above 520° C 25 - 30 Vis. at 100 ° C 12.0 - 14.0	9.9	
Gas Oil (P14)	Flash Point 210° C	10.0	
Vacuum Residue	Penetration 120 - 200 (ASTM D 1321)	60.4	The same as value before Modernization

添付資料8

(kg/h)

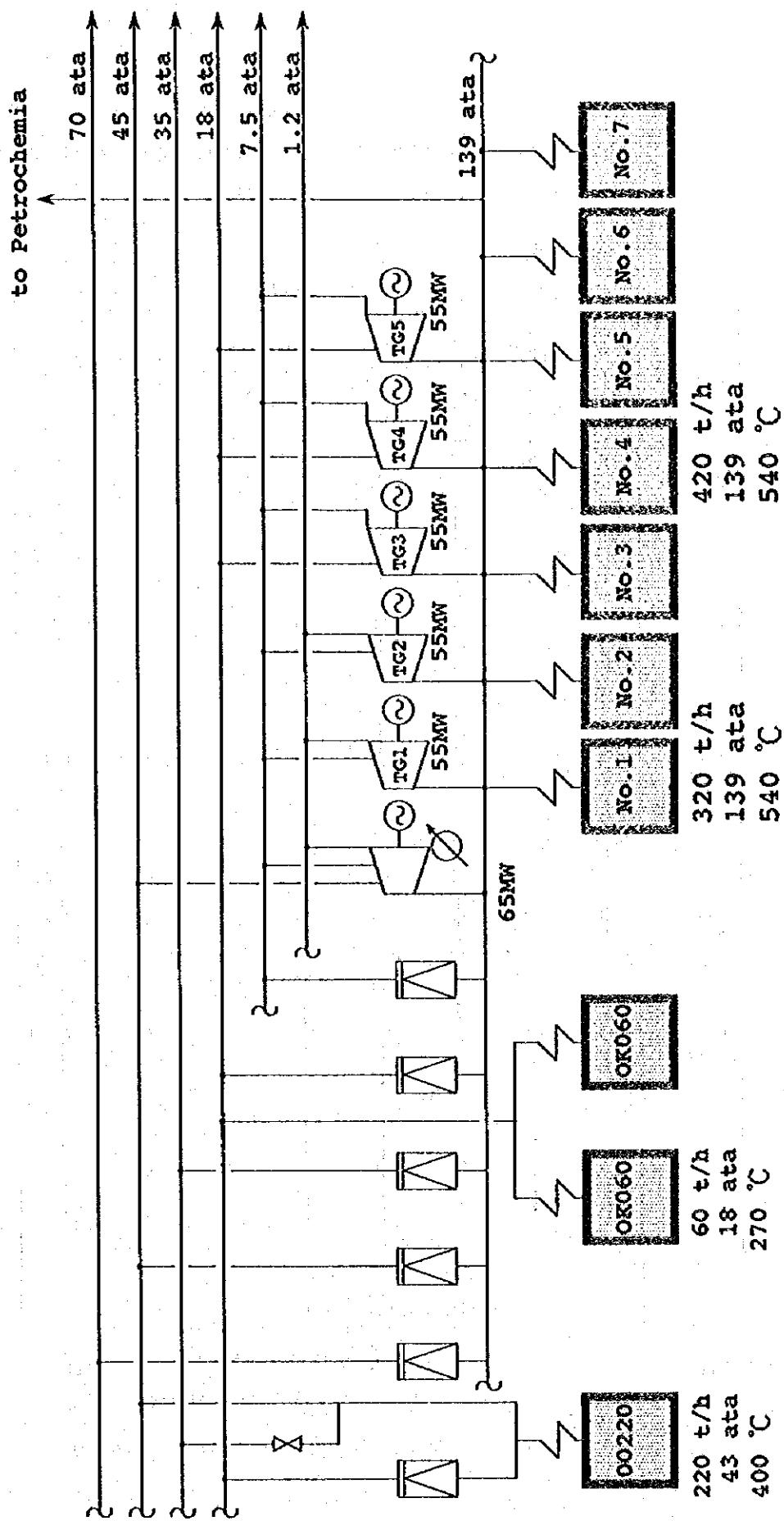
Furnace	Allowable Limit SO ₂ (1993)	Before modernization		After modernization	
		Fuel consumption base	Heat balance base	Fuel consumption base	Heat balance base
Pc-1	56.6	179.3	292.3	133.0	246.0
Pc-2	20.3	91.2	97.0	64.9	70.0

(Note) The assumed conditions are the same as those in Table 3.7-2 with 100% oil

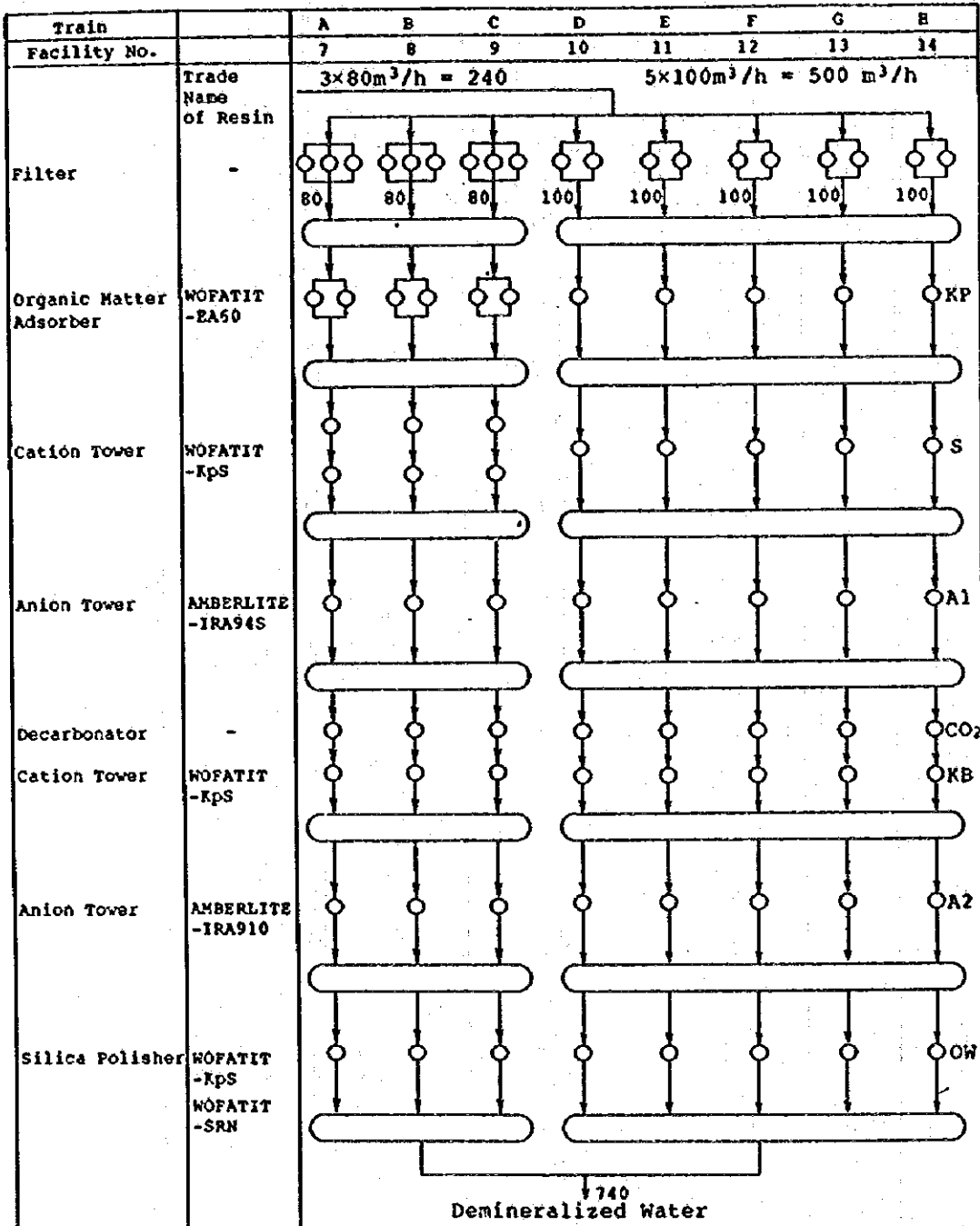
添付資料9 DIFFERENCE OF ESTIMATED UTILITIES' CONSUMPTION BEFORE AND AFTER THE MODERNIZATION OF NO.1 CRUDE OIL DISTILLATION UNIT

ITEM NUMBER	FUEL OIL (kg/h)	ELECTRICITY (kw)	STEAM (t/h)	COOLING WATER (t/h)	NOTE
(1) Heaters					<ul style="list-style-type: none"> • Including Saving Energy Items (Air Preheating and O₂ Control). • Lower calorific value of fuel oil : 9,443 kcal/kg • Minus means decrease of consumption.
Pc-1	-1,371.2				
Pc-2	-305.5				
(2) Stabilizer & Splitter					
P-210 A,B		1.5			- One pump operation.
P-202 A,B		1.5			- One pump operation.
P-203 A,B		1.1			- One pump operation.
(3) Re-arrangement of H.E					
Pumps		182.5			- One pump operation.
Ex-6				40	
Ex-7				130	
Ex-8				165	
Stripping Steam			4.5(0.7 MPa)		W-2, W-3, W-7, W-8
Pd-1.1 & Pd-1.2			4.0(1.7 MPa)		14kg/cm ² G(205 ° C)
(4) Air Preheat					
Jung Stron		2.2			<ul style="list-style-type: none"> • Current utility consumption informed by PPSA -Electric Power:1,501 kw -Instrument air: 234 m³/h -Steam (1.7 MPa): 5.447 t/h -Steam (0.6 MPa):14.580 t/h (including steam for steam trace- 6 t/h)
Soot Blower		0.2			
Steam Air Heater			7.8(1.7 MPa)		
Forced Fan		500			
Induced Fan		400			
(5) Removal of existing pumps					<ul style="list-style-type: none"> Information from PPSA Information from PPSA Information from PPSA
P-46		-9.6			
P-49		-16.0			
P-51		-30.0			
(6) DCS		25			
	-1,676.7	1,058.0	16.3	335	

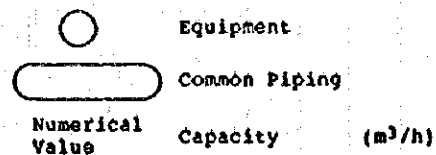
添付資料 10 PFSAにおける既設スチーム系統図



添付資料II SCHEMATIC FLOW DIAGRAM OF CURRENT DE-MINERALIZER FACILITIES



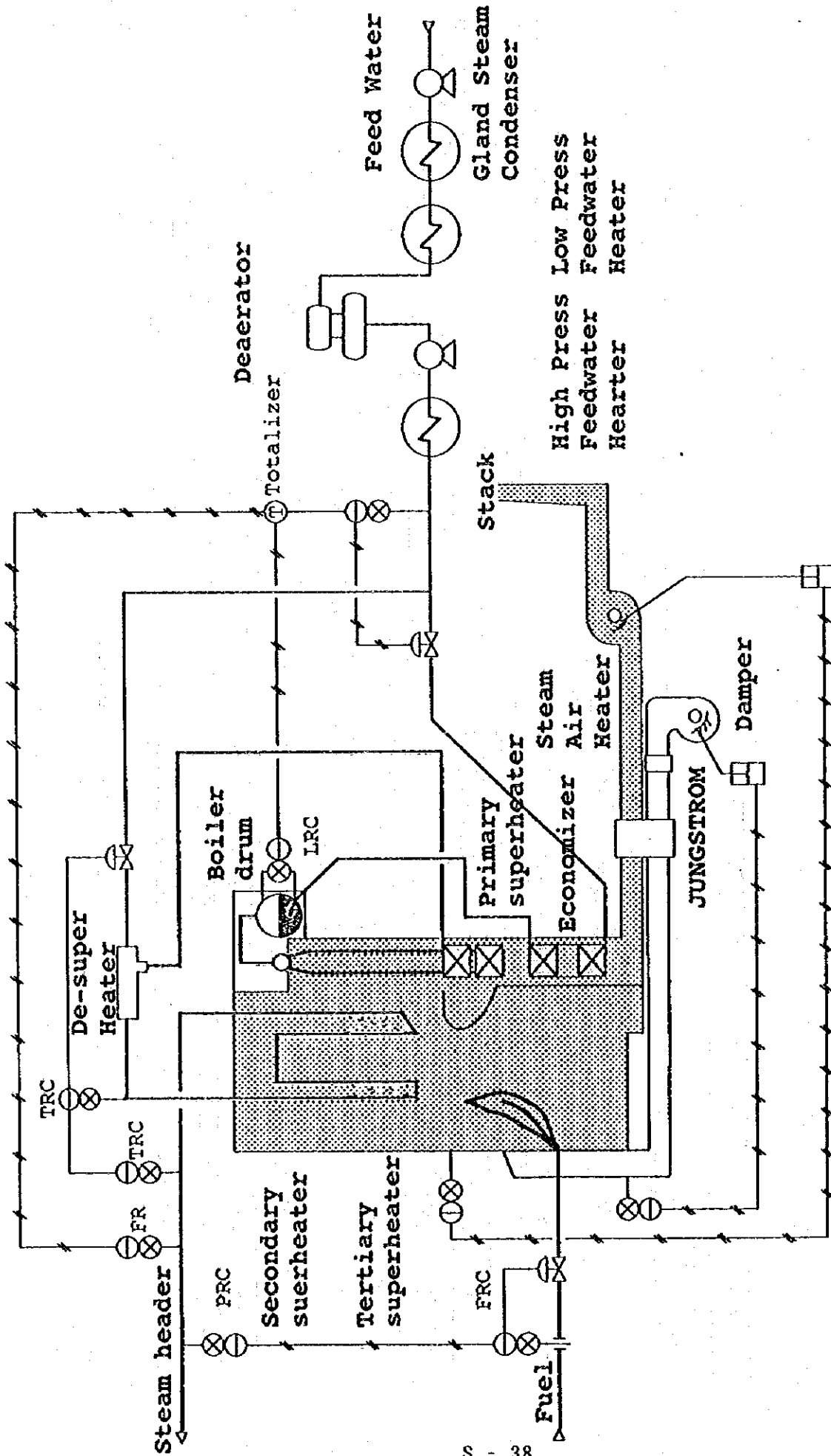
Source:PPSA



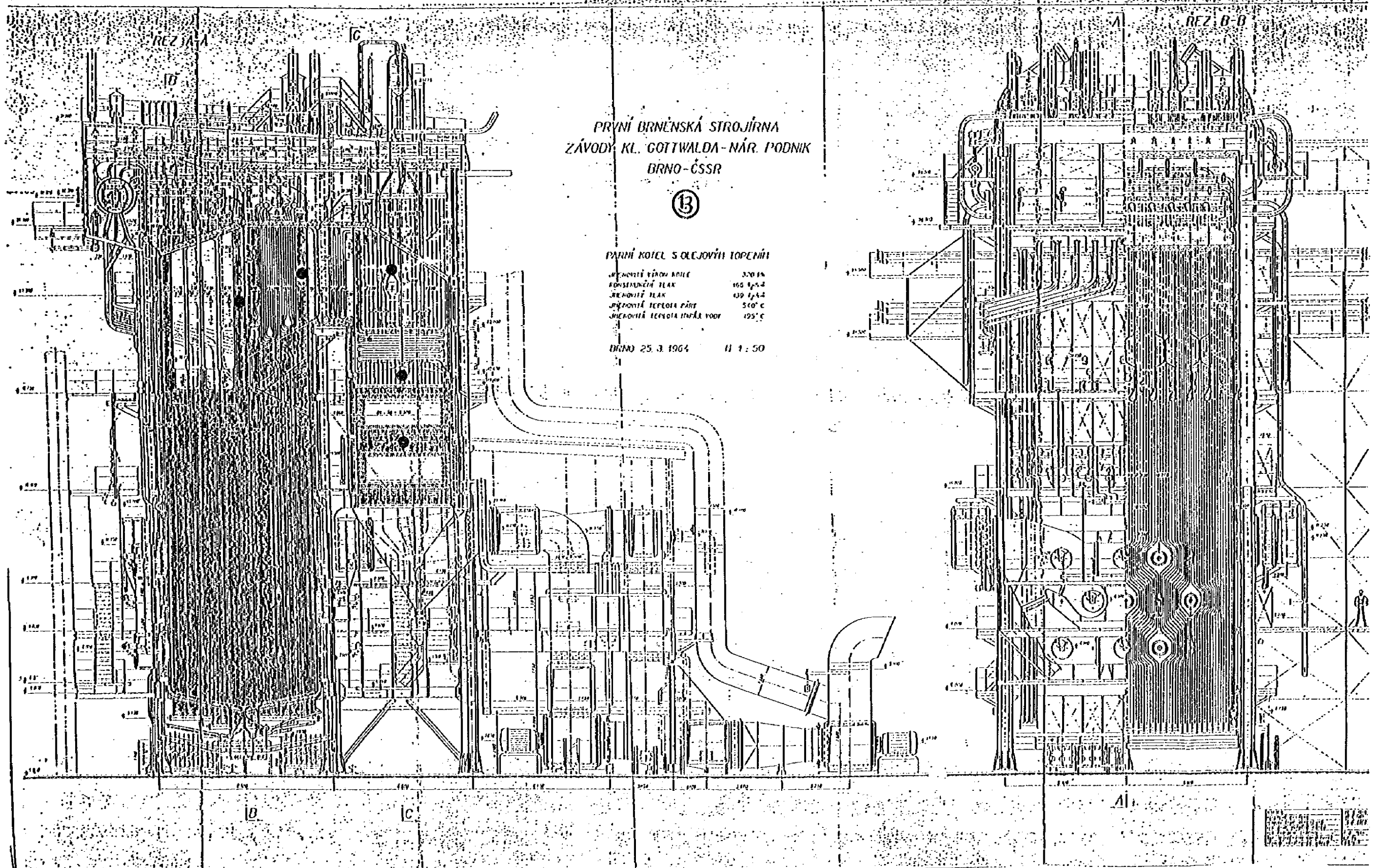
添付資料12 MODERNIZATION OF POWER PLANT

Purpose	Modernization	Effect			
		fuel oil	Electricity	Steam	NO _x / SO _x
IBUJUR No.1 to No.3 Increase of efficiency by 2 to 3 %	<ul style="list-style-type: none"> - Reshaping of burner tips - Installation of soot blower - Change of tube arrangement of condenser - Heat recovery from continuous blow water - Heat recovery from economizer vent steam 	Δ 1,060 kg/h		4.2 t/h	
Reduction of excess air ratio	<ul style="list-style-type: none"> - Change of junction to low air leakage type (- Replacement to low NO_x burners) 	Δ 200 kg/h	Δ 1,250 MW·h/h		0 / Δ 720 kg/h
Reduction of NO _x and SO _x	<ul style="list-style-type: none"> - Replacement to low NO_x burners 				Δ 318 / 0 kg/h
Tankor Feed Water Treatment System					
Reduction of chemical consumption	<ul style="list-style-type: none"> - Modification to counter current regeneration system - Seals chemical feed - Installation of water distributor inside the tower - Installation of chemical collector inside the tower - Reduction of dead space in piping 	NOI Δ 0.4 kg/m ³ -P.M.	ICI Δ 0.4 kg/m ³ -P.M.	Raw Water	
Reduction of raw water consumption	<ul style="list-style-type: none"> - Same as measures the reduction of chemical consumption 			Δ 0.1 m ³ /m ³ -P.M.	
Increase of treating capacity	<ul style="list-style-type: none"> (- Installation of new plant) * 				
NO _x condensing/extraction power generation		Electricity	Steam	Cooling Water	
Reduction of purchase of power in summer	<ul style="list-style-type: none"> - Installation of condensing/extraction turbine and generator (65 MW) 	65 MW·h/h	196 t/h	7,700 t/h	

* 1 ; the capacity of existing units are not enough.

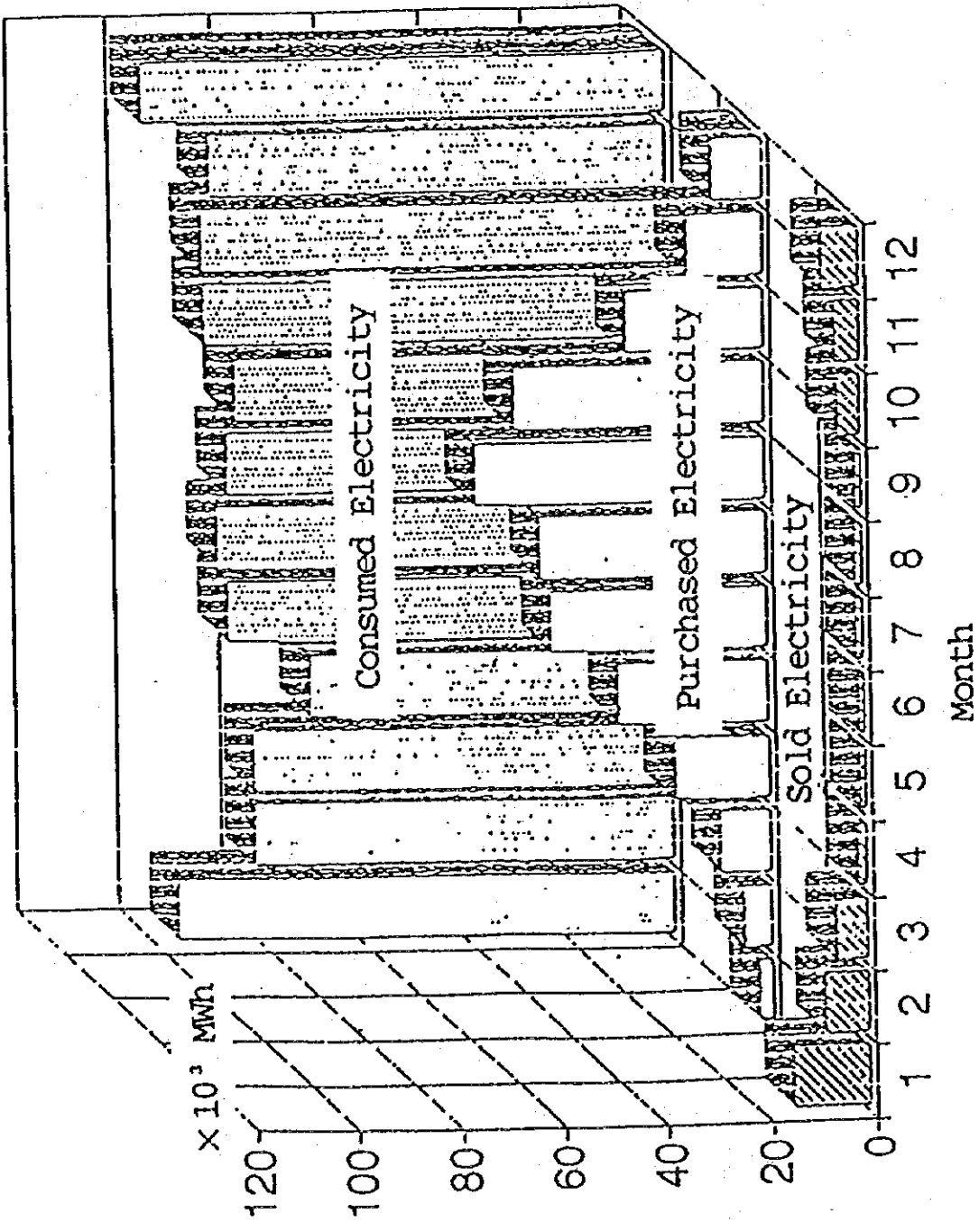


添付資料13-2 RECOMMENDED POSITION OF SOOT BLOWER TO BE INSTALLED



添付資料14 ボイラ負荷バランスの一例

ボイラ	負荷	備考
No.1	260 t/h (定格負荷の 80 %)	
No.2	260 t/h (定格負荷の 80 %)	
No.3	停止	
No.4	316 t/h (定格負荷の 75 %)	負荷バランス
No.5	316 t/h (定格負荷の 75 %)	最大負荷ボイラ緊急停止時に
No.6	318 t/h (定格負荷の 76 %)	No. 4, No. 5, No. 6にて対応
No.7	停止	



Production	1.033.416 MWh
Consumption	1.172.193 MWh
Sale	53.027 MWh
Purchase	301.814 MWh
Loss	110.010 MWh

添付資料15 P.P.S.A.における電力バランス (1992年)

出典 : P.P.S.A.

添付資料16 抽気復水タービン発電システム建設後の予想電力バランス

月	発電電力 (kW・h/h)	自家消費電力 (kW・h/h)	販売電力 (kW・h/h)	購入電力 (kW・h/h)
1	65,000	2,960	62,040	0
2	65,000	7,440	57,560	0
3	65,000	11,290	53,710	0
4	65,000	24,860	40,140	0
5	65,000	38,300	26,700	0
6	65,000	57,780	7,220	0
7	65,000	58,870	6,130	0
8	65,000	65,000	0	10,000
9	65,000	65,000	0	2,220
10	65,000	34,950	30,050	0
11	65,000	20,140	44,860	0
12	65,000	12,900	52,100	0
合計*1	569,400,000 kW・h/y y	292,658,160	276,741,840	9,038,400
合計*2	514,800,000 kW・h/y y	264,595,050	250,204,950	8,171,700

注；*1 年間累計値

注；*2 年間累計値を年間 330日稼働として補正

添付資料 17-1 SUMMARY OF NO.1 CDU

Unit: US\$

	Equipment & Material		Field work	EPS-MH and expenses	Sub total	Import duty	VAT	Total
	Foreign	Local						
1	-	992,946	2,232,550	433,920	3,569,416	-	804,078	4,463,494
2	306,250	656,000	708,180	189,990	1,860,420	150,063	341,917	2,352,400
3	15,400	65,000	51,600	19,800	151,800	7,546	30,008	189,354
4	633,000	794,200	242,800	214,080	1,884,080	310,170	275,238	2,469,488
5	-	6,400	10,000	-	16,400	-	3,608	20,008
6	338,000	-	84,600	12,700	435,800	165,865	22,790	624,455
Grand Total	1,292,650	2,514,546	3,329,730	870,490	8,007,916	633,644	1,477,639	10,119,199

Note: EPS-MH; Engineering, Procurement and Supervising Man-hours

添付資料 17-2 SUMMARY OF POWER PLANT

Unit: US\$

	Equipment & Material		Field work	EPS-MH and expenses	Sub total	Import duty	VAT	Total
	Foreign	Local						
B-1 Modification of 3 Boilers	1,973,100	2,355,960	647,110	212,230	5,188,400	966,819	707,366	6,862,585
G-1 Condensing Turbine Generator	8,000,000	5,500,000	6,272,680	1,676,868	21,449,548	3,920,000	958,901	26,328,449
W-1 Boiler feed water facilities	66,000	28,800	348,760	89,130	532,690	32,340	102,672	667,702
Grand Total	10,039,100	7,884,760	7,268,550	1,978,228	27,170,638	4,919,159	1,768,939	33,858,736

添付資料18-1 IMPLEMENTATION SCHEDULE
(NO.1 DISTILLATION UNIT)

Work disciplines	Months																																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36			
Financial Arrangement																																							
Design and engineering																																							
Procurement of Equipment																																							
- Inquiry Document																																							
- Receipt of Bid																																							
- Evaluation and Purchase Orders																																							
- Delivery																																							
Construction																																							
- Inquiry Document																																							
- Preparation and Receipt of Bid																																							
- Evaluation																																							
- Contract																																							
- Construction Work																																							
Tie-in and Unit Shut Down																																							
Precommissioning and Start-up																																							

添付資料18-2 IMPLEMENTATION SCHEDULE (POWER PLANT)

Work disciplines	Months																																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36		
Financial Arrangement																																						
Boiler Modernization																																						
Water Treatment Modernization																																						
Direct Contract Negotiation																																						
Design and engineering																																						
Supply of Equipment																																						
Erection(Unit Shut Down)																																						
New Turbine/Generator																																						
Inquiry Document Preparation/issue																																						
Bid Preparation and issue																																						
Evaluation																																						
Purchase Order																																						
Delivery																																						
Installation/Connection																																						
Performance Test																																						

添付資料19 原油・石油製品価格（ロッテルダムFOBバージ価格を基に補足）

Crude Oil (Ural)	US\$ 130/ton
Fuel gas	US\$ 105/ton
LPG	120
L/II Naphtha	170
Kerosene	190
Gas Oil	180
V. G. O.	160
Fuel oil (Low sulfur)	85
Fuel oil (High sulfur)	65

添付資料20 用役費、労務費、修繕費（PPSAの1993年実績値から推定）

Electricity	US\$ 0.05/kwh
Cooling water	0.03/cu m
Denineralized water	1.00/ton
Fuel gas	105.00/ton
Fuel oil	85.00/ton
Steain (HP)	8.05/ton
Steain (MP)	7.05/ton
Steain (LP)	6.95/ton

Labor	US\$ 470.00/MM
-------	----------------

Maintenance cost

- #1 CDU	US\$ 517,028/Y
- Power Plant	US\$ 5,289,000/Y

添付資料21 販売管理費、一般管理費、その他経費および所得税（PPSA全社）

Sales expense:	0.6% of sales (= output value)
Administration cost:	0.6% of sales (= output value)
Technical development cost:	0.1% of sales (= output value)
Income tax:	40.0% of net profit (=output value)

添付資料22-1 COMPARISON OF MAJOR FINANCIAL ASPECTS BETWEEN
 "WITHOUT" AND "WITH" CASES IN YEAR 2000
 (OPERATIONAL RATE : 100%)

Intermediates	Output Volume (t/h)		Price (US\$)	Output Amount (US\$ 1,000)	
	Without	With		Without	With
<Topping>					
Fuel Gas	1.1	0.7	105	915	582
LPG	-	4.3	120	0	4,087
L/H Naphtha (A10/11/12)	59.5	-	170	80,111	0
L/H Naphtha (R12/13,A11/12)	-	55.0	170	0	74,052
Kerosene (A13)	20.5	-	190	30,848	0
Gas Oil (A13/14)	-	93.7	180	0	133,579
Gas Oil (A14/15/16)	62.7	-	180	89,385	0
Fuel Oil	10.7	-	65	5,508	0
Sub Total	154.5	153.7		206,767	212,300
<Vacuum>					
Fuel Gas	0.1	0.0	105	83	0
Vacuum Gas Oil (P10/11/12/13)	86.3	83.9	160	109,359	106,318
Fuel Oil (Low Sulfur)	10.7	10.0	85	7,203	6,732
Fuel Oil (High Sulfur)	56.4	60.4	65	29,035	31,094
Sub Total	153.5	154.3		145,680	144,144
Grand Total	308.0	308.0		352,448	356,444

Source: Estimated by the Team

添付資料22-2 COMPARISON OF OUTPUT VALUE AND AMOUNT
 BETWEEN "WITHOUT" AND "WITH" CASES
 (OPERATIONAL RATE : 80%)

(Unit: US\$ 1,000, %)

Item	WITHOUT(B)	WITH	INCREMENT
<Income Statement>			
Sales Revenue	281,958	285,155	+ 3,197
Cost of Sales	260,366	260,883	+ 517
Gross Profit on Sales	21,592	24,272	+ 2,680
Non Operating Expenses	1,612	1,917	+ 306
Net Profit Before Tax	16,315	18,648	+ 2,333
Net Profit After Tax	9,789	11,189	+ 1,400
<Profitability Indicators>			
Before Tax Profit to Investment(%)	448.0	193.8	-
After Tax Profit to Sales Revenue(%)	3.5	3.9	-
Debt Service Ratio	2.42	2.41	-

Source: ANNEX 5

添付資料 23 COMPARISON AMONG CASES OF FINANCIAL EVALUATION THROUGH PROJECT LIFE
(OPERATIONAL RATE : 80%)

Case	WITHOUT		INCREMENTAL		WITH
	(A)	(B)	(W-W/O (A))	(W-W/O (B))	
Gross Capital Expenditure (US\$ 1,000)	0	3,435	9,075	5,640	9,075
Gross Cash Inflow (US\$ 1,000)	273,280	273,280	46,772	46,772	320,052
Before Tax Net Inflow (US\$ 1,000)	273,280	269,846	37,698	41,132	310,978
After Tax Net Inflow (US\$ 1,000)	166,113	164,408	23,569	25,274	189,682
FIRR on Before Tax Inflow (US\$ 1,000)	-	-	30.1	46.5	-
FIRR on After Tax Inflow (US\$ 1,000)	-	-	21.7	33.0	177.9
Debt Service Ratio in 2000 (Times)	2.68	2.42	1.62	2.38	2.41
Yearly Benefit (US\$ 1,000)	-	-	3,104	3,104	3,104
Payback Years	-	-	2.92	1.82	2.92

Source: Table 9.1-3, 9.1-4

添付資料24 FINANCIAL EVALUATION OF POWER PLANT MODERNIZATION

Facility	Investment(US\$)	Benefits(US\$)	Payback Years
Boiler plants			
100% operation	6,463,000	1,320,483	4.89
80% operation	6,463,000	1,017,716	6.35
Boiler feed water			
Processing system	594,000	845,225	0.70
Condensing turbine	26,638,000	7,026,703	3.78

JICA