



## 行政院國家科學委員會專題研究計畫成果報告

## 石油腦裂解廠之可用能經濟分析

## Thermoeconomic Analysis of a Naphtha-Pyrolysis Plant

7中9

計畫編號：NSC 88-2218-E032-012

執行期限：87年10月1日至88年7月31日

主持人：張煖 淡江大學化工系

e-mail: [nhchang@mail.tku.edu.tw](mailto:nhchang@mail.tku.edu.tw)

## 一、摘要

本計畫針對石油腦裂解廠之裂解產品回收與分離系統以及其冷凍系統完成了基本設計與可用能經濟分析。各製程與公用物流之可用能成本與可用能經濟分析得以透過一系統化指定物流間可用能成本關係之方法被計算出來。結果顯示去甲烷次系統與壓縮次系統分別是可用能經濟成本增加幅度最大與次大的次系統。應為最具改善潛力之處。

本計畫進一步就去甲烷次系統之主要設計條件，即蒸餾分離之壓力，探討最佳設計值，綜合考量壓縮及預冷與冷凝器所需冷凍可用能經濟成本，顯示一般系統採用之高壓(約 3.2MPa)條件為最經濟之設計值。進一步之改善需採蒸餾以外分離技術，如吸引法。

**關鍵詞：**可用能分析、可用能經濟分析、輕油裂解、產品回收與分離、製程設計、製程改善、能源效率

## Abstract

The basic process design and thermoeconomic analysis for the product recovery and separation system of a Naphtha Pyrolysis plant as well as the refrigeration system required for the plant have been accomplished. The exergetic costs and thermoeconomic costs of all process and utility streams have been calculated through a systematic method of assigning exergetic cost relations among streams. The results indicate that Demethanization subsystem and Compression subsystem are the highest and

second highest in the extent of increase of thermoeconomic cost, and should be the major locations for significant process improvements.

Further analysis of the design conditions of the Demethanization subsystem, i.e. the pressure of distillation column, indicates that the commonly applied high pressure design (about 3.2 MPa) is the most economic design, considering the thermoeconomic costs of compression and refrigeration required for the precooling and the condenser. To improve Demethanization subsystem, the uses of other separation techniques, such as absorption method, is necessary.

**Keywords:** exergoeconomic analysis, thermoeconomic analysis, naphtha pyrolysis, product recovery and separation, process design, process improvement, energy efficiency

## 二、緣由與目的

目前各國正面臨溫室氣體管制之壓力，以我國為例，政府已要求石化業儘速提出自願減量方案，因此提供一套可以系統化發現製程改善所在與可改善程度之方法，實為重要關鍵。可用能分析與可用能經濟分析即為有效方法。

可用能分析(Availability Analysis, Exergy Analysis)[1-4]係結合熱力學第一與第二定律之分析方法，並可與成本分析結合成為可用能經濟分析(Thermoeconomic Analysis)[5-7]，其發展與應用多著重於較單純之能源轉換系統，如熱機、冷凍、發電與汽電共生等系統。為探討其與化工製程設計之關聯，Chang[8]建立了一個製程

設計之架構(Design Framework)，並詳細探討在各設計步驟(Design Step)中，可用能分析之應用性，同時亦發現可用能經濟分析確可提供較一般成本分析更多之資訊以利製程之改善。

由於尚無大型石化廠之應用，本研究利用 Lincoff [9] 所建立之製程設計問題 - 136.5 萬噸/年之石油腦熱裂廠作為實際個案。石油腦熱裂廠包括壓縮系列系統、分子篩脫水系統、蒸餾系列系統、薄膜分離與熱整合系統，將重石油腦轉換成氫氣、C2、C3、C4 等七項產品，已涵蓋主要石化製程單元，並可提供具代表性之熱整合結構。

本研究之目的在於針對石油腦裂解製程完成其產品回收與分離與所需冷凍系統之基本設計，並進行可用能分析、可用能成本分析與可用能經濟分析，以探討各製程與公用物流之可用能成本，進而找出可用能效率低與可用能經濟成本增加幅度最大之製程單元加以改善，並進行最適製程設計條件之分析，以決定最佳設計值。

### 三、研究方法

本研究之分析流程包括:(1)石油腦裂解廠產品回收與分離系統之基本設計/模擬與成本計算，(2)冷凍系統(Methane, Etylene and Propylene Integrated Refrigeration System)之基本設計與成本計算，(3)前述二系統各物流之可用能(Exergy or Available Energy)、可用能成本(Exergetic Costs)與可用能經濟成本(Thermoeconomic Costs)分析，(4) 前述二系統各次系統之可用能效率與進料/產品可用能經濟成本變化分析，(5)去甲烷次系統主要設計條件最佳設計值分析。

各流程步驟所採用之分析方法分別說明如下:

(1) 產品回收與分離系統之進料組成與分離規範需求如 Table 1 與 Table 2 所示，系統包含壓縮、乾燥與預冷、去甲烷、氫氣與甲烷薄膜分離、去乙烷、乙烷/乙烯分離、去丙烷與去丁烷等次系統。為符合各產品之回收率與濃度要求，

必須調整各單元設備之設計條件，例如壓縮比、蒸餾塔之回流比、輕/重成份分離程度(light key/heavy key separation split)等。製程之模擬係使用 CHEMCAD 4.0 Simulation Package[10] 進行。設備成本分析方面採 1996 年 1 月之 Cost Index，在操作成本方面僅考量基本公用物流成本，其單位成本如 Table 3 所示。

- (2) 冷凍系統為石油腦裂解廠之重要能源供應系統，用以供應高壓低溫蒸餾塔所需之冷能，本研究整合產品回收與分離系統內所有低溫熱源與冷源，自最低溫之冷能需求，為供應去甲烷塔冷凝器(158K)冷能，逐步向較高溫度水平設計完成一由甲烷、乙烯與丙烯所構成之整合性冷凍系統。系統模擬工具與成本計算方面與(1)所述相同。
- (3) 在可用能計算方面需要建立所有物流之熱焓與熱熵，本研究使用 CHEMCAD 4.0 之熱力模式，對此物質系統採用 SRK(Soave-Redlich-Kwong)Equation of State。可用能之計算並分為不含化學平衡部份之物理可用能與含化學可用能在內之可用能[8,11]。可用能成本(Exergetic Cost)係指製程系統為獲得各物流之可用能所需耗用之可用能，即考量了因系統不可逆性(Irreversibility)與物流丟棄(Waste Stream)所產生之可用能損失。可用能經濟成本(Thermoeconomic Cost)則是進一步將進料(含公用物流)之操作成本與設備成本納入考量所指定給各物流之經濟性成本。此二類成本之計算係採用 Guallar and Valero[12]所發展之系統化可用能成本分析方法，藉由建立各製程單元之進料-產品-廢棄物物流關係(Feed-Product-Waste)，提供了可用能單位成本輔助關係，再配合各單元進出物流關係與整體系統外部進料關係，即構成了系統輸入矩陣，Incident Matrix (A)，其與可用能成本(EXC)及可用能經濟成本(TEC)之關係如式(1)與(2)所示:

$$A \times EXC = Y \quad (1)$$

$$A \times TEC = Z \quad (2)$$

式中 Y 為包含外部進料物流之可用能成本之向量，Z 則為包含外部進料與設備經濟成本之向量。為結合操作與設備成本，本研究以設備設置成本(Installation Cost) 之 1/3 為每年攤提之設備成本。

在可用能經濟分析方面又分別針對包含設備成本與否分為兩種個案加以分析，可掌握能源成本與設備成本之重要性。

- (4) 為探討製程系統之可用能利用效率與各物流可用能經濟成本之變化，本研究分析比較各次系統與整體系統之可用能效率，以及各次系統進料與產品之可用能經濟成本。
- (5) 依前述比較結果，針對可用能利用效率極低與可用能經濟成本增加幅度最大之去甲烷蒸餾分離系統，採用 Short-cut 設計方法分析不同蒸餾壓力(1~3.5MPa)下，去甲烷塔所需加壓、預冷與冷凝所需可用能，配合前述分析所建立之冷能單位可用能經濟成本，獲得各設計壓力下之去甲烷次系統經濟成本，以決定最佳設計壓力。由於前述結果顯示能源成本係構成此次系統成本之主要部份，故僅比較能源部份之差異。Short-cut 設計方法是採 Fenske-Underwood-Gilliland 方法。

#### 四、結果與討論

依據上述研究方法，本研究之分析結果如下列說明：

- (1) 在製程設計方面，Fig. 1 為石油腦裂解廠產品回收與分離系統之製程流程圖，其中包括了壓縮、乾燥與預冷、去甲烷、氫氣與甲烷分離、去乙烷、乙烯與乙烷分離、去丙烷、去丁烷等次系統，主要單元之設計條件如 Table 4 所列。
- (2) 冷凍系統之設計結果方面，Fig. 2 為系統流程圖，其主要單元設計條件如 Table 5 所列。
- (3) 在可用能經濟成本分析方面，冷凍系

統所供應不同溫度之公用物流分別具有不同之成本，如 Table 6 所示，其中以物理可用能與化學可用能(含物理與化學可用能)為計算基準獲得不同之結果，由於化學可用能與物理可用能之數值相差懸殊，造成成本無法顯現不同溫度冷能之價值。因此，本研究於石油腦裂解廠產品回收與分離系統之可用能經濟分析中，針對進流公用物流之可用能與相關成本均採以物理可用能為基準之結果。

此外，冷凍系統中三個次系統與整體系統之可用能利用效率如 Fig. 3 所示，仍是以物理可用能加以探討較具意義，乙烯循環之效率相對較低，整體效率為 80%。

- (4) 石油腦裂解廠產品回收與分離系統之可用能效率分析結果如 Table 7，各次系統之效率中，以各蒸餾分離系統之效率最低，6.5%~28.3%，壓縮與乾燥/預冷系統之效率可達 50% 左右，整體系統為 35.2%。因此，僅就效率而言，蒸餾系統之改善應為優先考量對象。

在可用能經濟成本分析方面，Fig. 4 與 Fig 5 分別為不含設備成本與包含設備成本之分析結果。圖中係比較各次系統之進料與產品物流之可用能經濟成本，以 Fig. 4 之壓縮次系統為例，若進料，即自裂解爐獲得之裂解產品之成本訂為 0，則經壓縮系統後，其可用能經濟成本已提高為 566.3\$/10<sup>9</sup>Kcal。

兩種情況之分析結果均顯示去甲烷分離次系統與壓縮次系統分別是最主要與次要之成本增加步驟，其餘蒸餾分離次系統之效率雖偏低，對成本增加並非重要貢獻者。由於壓縮次系統之設計條件取決於後段蒸餾系統之壓力需求，因此主要之改善對象應在去甲烷次系統。此外，由比較包含設備成本與否之結果顯示能源成本為主要因素。

- (5) 針對去甲烷次系統之設計條件影響而言，Fig. 6 與 Fig. 7 是改變蒸餾塔壓力

值之可用能需求與可用能經濟成本比較結果，前者雖顯示最佳值位於 2.1MPa 左右，然而，因為冷能之單位經濟成本與電能存在相當差異，約為 4 倍，因此後者之結果顯示以高壓系統為最經濟之選擇，此與目前實際工廠之設計條件吻合，因此去甲烷蒸餾次系統雖應為優先改善對象，但若不改採其他分離方法，例如吸收法[13]，則似已不存在改善空間。

## 五、計畫成果自評

本研究已完成原規劃之各項研究目標，包括石油腦裂解廠之產品回收與分離系統，以及其能源系統，即冷凍系統，之製程設計與可用能經濟成本分析，並包括確認系統主要改善對象與最佳設計條件之探討。

本研究除完成一座大型複雜石化製程之可用能成本分析工作，顯示可用能分析工具在製程設計與改善之用處外，針對石油腦裂解廠之產品回收與分離系統之實際改善重點與潛力亦建立了具體量化結果，可提供乙烯工廠有力之參考。

## 六、參考文獻

- [1] Tait, P.G., Sketch of Thermodynamics, Edinburgh University Press, Edinburgh, England, 1868.
- [2] Haywood, R.W., "A Critical Review of the Theorems of Thermodynamic Availability with Concise Formulations, Part I: Availability," J. Mech. Eng. Sci., Vol. 16, p. 160, 1974.
- [3] Gaggioli, R.A., "The Concept of Available Energy," Chem. Eng. Sci., Vol. 16, p.87, 1961.
- [4] Kotas, T.J., "Exergy Method of Thermal and Chemical Plant Analysis," Chem. Eng. Res. Des., Vol. 64, p.212, 1986.
- [5] Gaggioli, R.A. and Y.M. El-Sayed, "A Critical Review of Second Law Costing Methods," Proceedings, 4<sup>th</sup> International Symposium on Second Law Analysis, University of Roma, Rome, Italy, May, 1987.
- [6] Tsatsaronis, G., "A Review of Exergoeconomic Methodologies," Proceedings, 4<sup>th</sup> International Symposium on Second Law Analysis, University of Roma, Rome, Italy, May, 1987.
- [7] Tsatsaronis, G., editor, Invited Papers on Exergoeconomics, Energy, Vol. 19, No. 3, p.279, 1994.

- [8] Chang, H., Development and Application of A Conceptual Framework for Chemical Process Synthesis - Role of Exergy Methods in Process Synthesis," Dissertation for Doctor of Philosophy, 1989.
- [9] Lincoff, A.M., "Separation System for Recovery of Ethylene and Light Products from Naphtha-Pyrolysis Gas Stream," Process Design Case Study, CACHE Corp., Austin, TX, 1983.
- [10] Chemstations Inc., CHEMCAD 4.0.
- [11] 張煥, 韓光榮, "汽電共生系統之可用能成本分析," 第十八屆電腦程序控制研討會, 1998。
- [12] Guallar, J. and A. Valero, "Thermoeconomic Study of A Sugar Factory," ASME, AES-Vol.4, p.87, 1988.
- [13] Hagen, J., "Ethylene Technology, Process using Absorption System Cuts Cost," C&EN, July, 18, 1994.

Table 1. Naphtha Pyrolysis Plant Product Recovery and Separation Feed Description [9]  
Condition: vapor at 136 kPa, 333K

Component	Flowrate (kton/yr)	Component	Flowrate (kton/yr)
Hydrogen	26.8	Methane	221.6
Ethylene	450.0	Ethane	107.4
Propylene	169.8	Propane	9.8
1,3Butadiene	64.6	Butylenes	55.4
Steam-Cracked Naphtha	260.1	Water	175.3

Table 2. Naphtha Pyrolysis Plant Product Recovery and Separation Major Product Specification [9]

Component	Specification
H <sub>2</sub>	90 mole%, 75% recovery
CH <sub>4</sub>	90% recovery
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	99.975 mole%, 95% recovery
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	92 wt%, 95% recovery
C <sub>4</sub> 's	95% recovery

Table 3. Utility Costs

Utility	Cost
150 psig steam	\$3.4/1000 lb
Cooling water	\$0.03/1000 gal
Electricity	\$0.04/kwh

Table 4. Major Design Decisions for Product Recovery and Separation System

Process Unit	Decisions
Compression Section	5 stages with equal compression ratio of 1.91; Adiabatic compression with efficiency of 0.72
Condensate Splitter	Reflux Ratio: 0.4639, No. of Trays: 12
Dryer	Molecular Sieve Dehydration
Demethanizer	Reflux Ratio: 2.552, No. of Trays: 26
H2/CH4 Separator	Membrane Separation
Deethanizer	Reflux Ratio: 0.7654, No. of Trays: 39, No. of Columns: 2 Parallel
C-2 Splitter	Reflux Ratio: 3.3, No. of Trays: 85, No. of Columns: 3 Parallel
Depropanizer	Reflux Ratio: 1.8, No. of Trays: 75
Debutanizer	Reflux Ratio: 1.5, No. of Trays: 40

Table 5. Major Design Decisions for Refrigeration System

Process Unit	Decisions
Methane Cycle	1 stage compression from 178 psia to 450.8 psia
Ethylene Cycle	2-stage compression from 17.8 psia to 58.6 psia and 58.6 psia to 192.4 psia, respectively.
Propylene Cycle	3-stage compression from 12.4 psia to 36 psia, from 36 psia to 103 psia, from 103 psia to 330 psia, respectively.

Table 6. Thermo-economic Costs of Heating/Cooling Utilities Supplied from refrigeration Systems

Types of Utilities	Levels of Utilities (K)	Costs(\$/Million Kcal)	
		Based on Physical Exergy	Based on Chemical Exergy
Cooling	153	148.7	161.7
	227	85.9	160.99
	253	92.4	161.05
	285	120.2	161.03
Heating	248	101	161.07
	274	91.4	160.99

Table 7. Exergetic Efficiencies of Product Recovery and Separation System

System	Efficiency
Compression Section	57.3%
Drying/Precooling Section	47.0%
Demethanization Section	14.6%
Deethanization Section	22.0%
C-2 Splitter Section	26.1%
Depropanization Section	28.3%
Debutanization Section	6.5%
Overall Process	35.2%

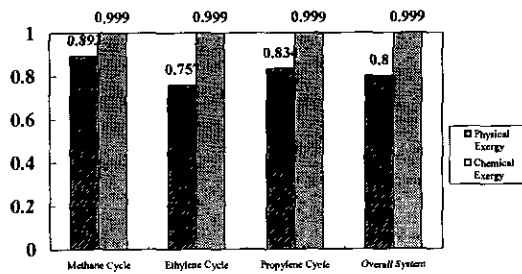


Figure 3. Efficiencies of Refrigeration Systems

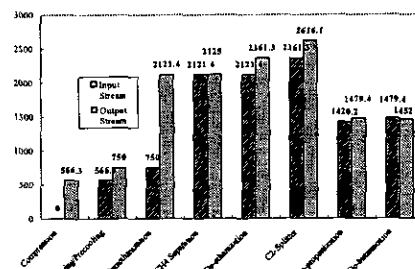


Figure 4. Thermo-economic Costs(\$/10<sup>6</sup>Kcal) for Streams Input/Output from Major Process Units -without consideration of capital costs

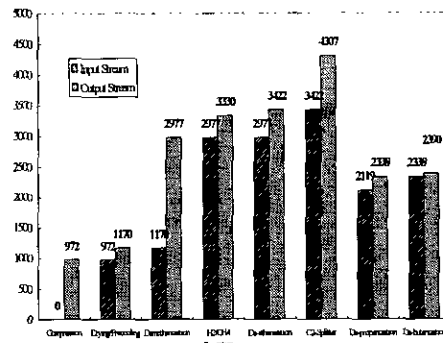


Figure 5. Thermo-economic Costs(\$/10<sup>6</sup>Kcal) for Streams Input/Output from Major Process Units

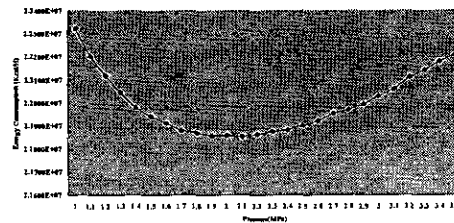


Figure 6. Exergy Consumption vs. Pressure for Demethanization

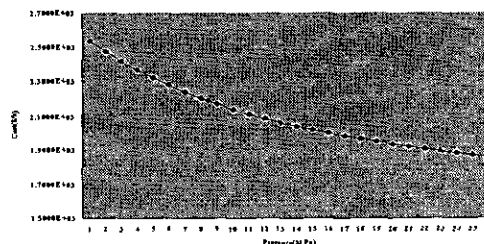


Figure 7. Cost vs. Pressure for Demethanization

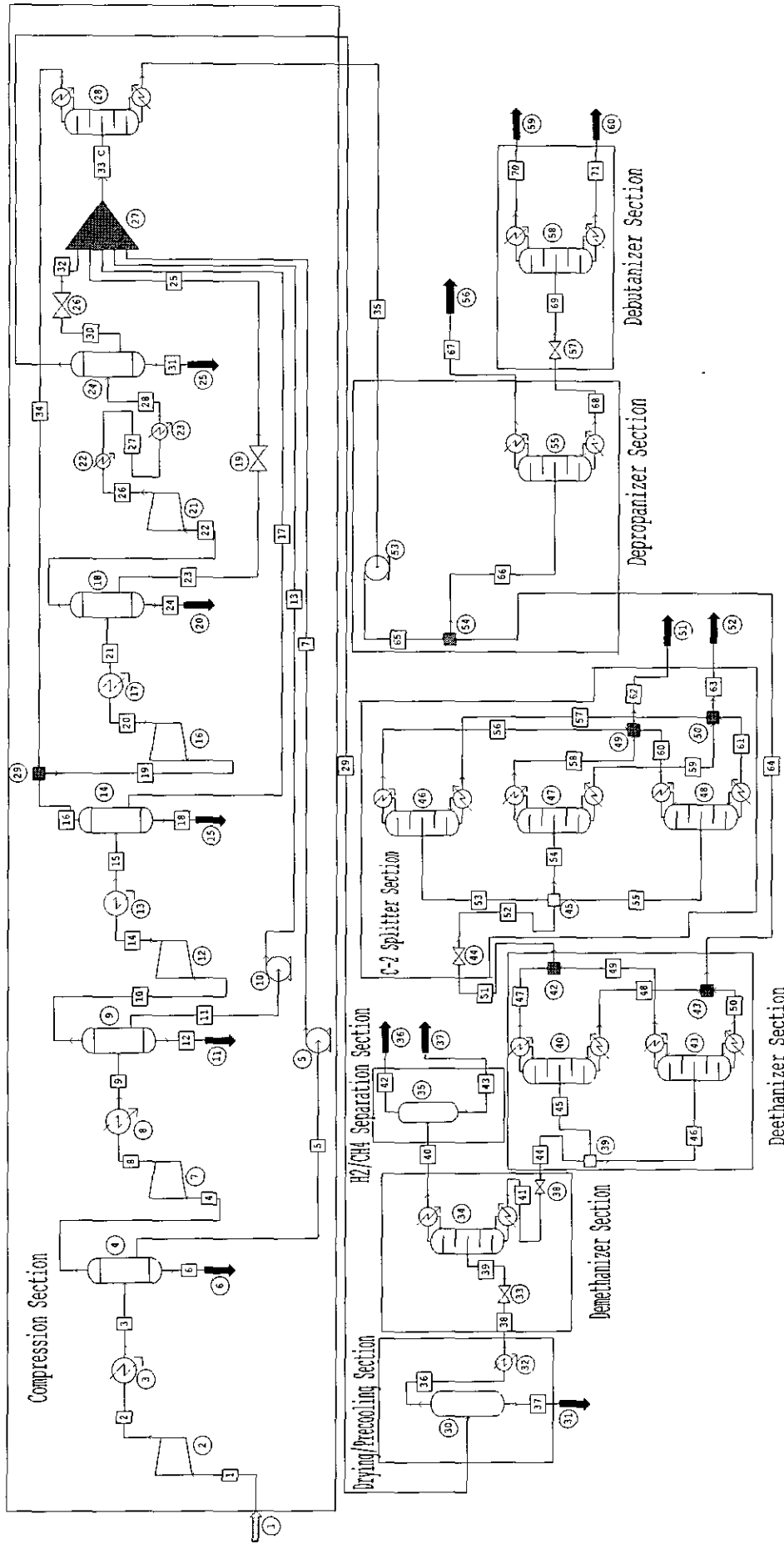


Figure 1. Naphtha Cracking Product Recovery and Separation Process Flow Diagram

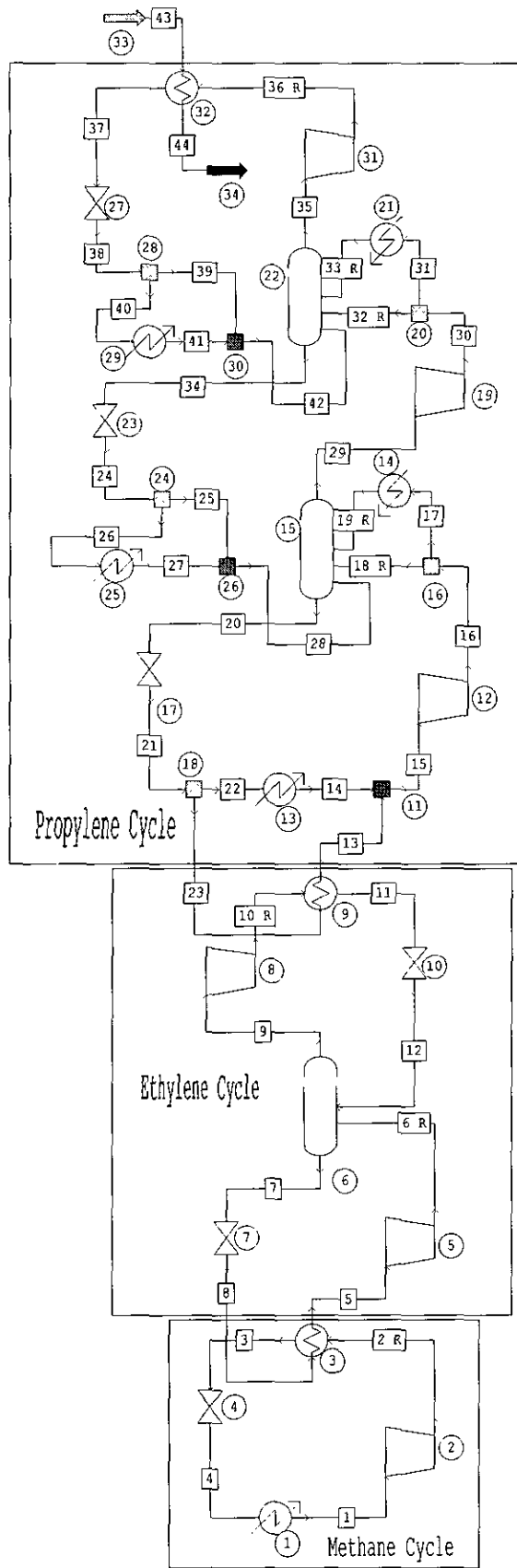


Figure 2. Refrigeration System Flow Diagram