

芳香烴萃取製程產生廢萃取劑之回收再利用

李依釗、林文崇*、吳叡衡

崑山科技大學環境工程系

*通訊作者 E-mail: linwc@mail.ksu.edu.tw

摘要

以環境保護著眼，將碳氫油品中之芳香烴減量是必須的。而碳氫油品中芳香烴的去除或減量，常以溶劑萃取的方法來進行，但萃取完後帶有芳香烴之萃取溶劑必須以另法處理以回收再使用；然而，在整個操作過程中，尤其是在溶劑回收的加熱過程，溶劑常會劣化變黑、變黏稠、甚至於結焦，製造出為數不少的廢溶劑。這不僅會浪費許多的煉製成本，更會衍生出難以處理的廢棄物問題。

本研究針對汽油成分範圍油料（五碳烴~十二碳烴）分離出苯、甲苯、二甲苯工場萃取其中芳香烴製程所衍生之溶劑回用及廢溶劑問題，秉持著減廢及資源回收再利用的理念，從製程上做一探討，期能將萃取後富含芳香烴之萃取溶劑運用適當的蒸餾操作條件處理以循環再使用，並盡量降低廢溶劑的產出量；另一方面將取樣分析這些既成廢溶劑之組成和主成分的含量，以探討將其回收再利用之可行性。

本研究以實驗及應用電腦模擬的方式進行，完成以芳香烴萃取劑-二乙二醇，建立蒸餾模式，探討其萃取汽油範圍中之芳香烴後蒸餾回收之板數、回流比、進料位置以及壓力等之影響，找出理想的蒸餾操作條件。其次應用氣相層析-質譜儀等儀器分析，鑑定出以萃取劑二乙二醇萃取汽油中芳香烴，經多次蒸餾回用後變成黑色黏稠狀廢溶劑中之詳細組成分。接著對此廢溶劑形成之原因及反應機制做探討。最後比照傳統實場萃取操作的條件，包括溫度、溶劑/油料比等進行廢溶劑中之各種組成分對芳香烴做一系列的萃取性能試驗，判斷出絕大部分的廢溶劑應回收再使用，以達減廢之目標。

關鍵詞：芳香烴，廢溶劑，回收再利用，二乙二醇



Recycling of the spent extractant generated from the aromatic extraction process

Yi-Chao Lee, Wen-Churng Lin*, Rui-Heng Wu

Department of Environmental Engineering, Kun Shan University

* Corresponding author. E-mail: linwc@mail.ksu.edu.tw

Abstract

In view of environmental protection, it is necessary to reduce the aromatic contents of hydrocarbon products. Solvent extraction is an effective method for removing aromatics from hydrocarbon oils. After extracting, the solvent with aromatics (rich-solvent) should be regenerated and recycled by adequate operation method. But during these procedures, especially the regeneration step, it was found the quality of recovered solvent gradually degraded to deep color and viscous fluid. The deep color solvent was wasted conventionally.

The general solvents used in the benzene, toluene, and xylene extraction from gasoline fraction (C5~C12) was diethylene glycol. The derivatives of the spent solvents and their recovery methods were investigated in this study.

The method of approach is completely on waste minimization and solvent resource utilization ideas. The main items have been studied are as follows: Find the optimum conditions of distillation to recycle the extractants after extracting aromatics by using a process simulation method. The derivatives of spent solvent have been investigated and identified in detail. The performances of these derivatives for the aromatic extraction were also compared by using scale down experiments.

Keywords: aromatic, spent extractant, recycle, diethylene glycol

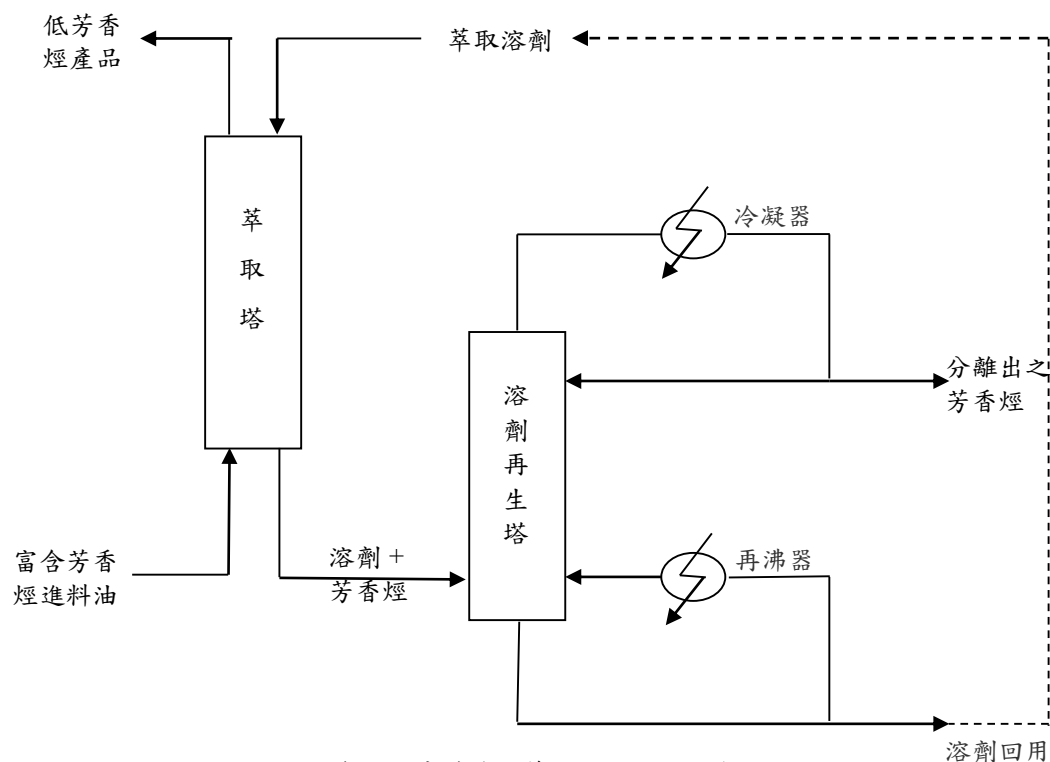


一、前言

萃取工法廣為人們運用，而使用之萃取溶劑(extractants)在製程中需一直循環使用，期間常因歷經高溫環境而很容易劣化、分解、聚合、變質等而遭汰換與丟棄，累積成許多待處理的棘手廢棄物，故值得我們加以研究，探討如何才能減少其劣化、避免廢棄 and/or 回收再利用。

苯、甲苯、二甲苯為石化產業之重要基本原料，原存於原油之汽油餾分範圍中，屬於高溶解力但對人體健康有害之芳香烴。無論是基於石化工業上所需或油品使用環保上之要求，常需將苯、甲苯、二甲苯等芳香烴(aromatics)從碳氫油料中與脂肪族烴(aliphatics)分離。由於這些芳香烴分佈於整個蒸餾範圍內，又易與烷烴形成共沸物(azeotropes)，故不可能用蒸餾方法將芳香烴分離出[1]，但卻可利用芳香烴與烷烴之間的極性差異，用萃取的方法將兩者予以分離。煤油餾分範圍中芳香烴之去除減量亦然，可應用萃取工法處理達成[2-7]。汽油餾分範圍中苯、甲苯、二甲苯等之萃取[8-17]已商業化運行，而使用的萃取劑以 diethylene glycol[8-10]及 sulfolane[11-15]為主；煤油餾分範圍中芳香烴之去除減量雖尚未商業化運行，但曾經我們團隊近年來的研究[3-4, 18-21]，亦可應用 diethylene glycol 及 sulfolane 將油中之芳香烴有效的萃取分離掉。

傳統上，整個碳氫油品中芳香烴萃取操作流程如圖一所示。其中，在溶劑再生步驟，是要將萃取溶劑與萃取物(芳香烴)分離，以利萃取溶劑的循環再使用。由於這是蒸餾操作，萃取溶劑易受加熱高溫的影響，常發生劣化、顏色變深、黏度變稠、甚至結焦於管路上，造成熱傳導和分離效率降低，需要定期停爐汰換新鮮的萃取溶劑，以及進行結焦物的清除處理，其中特別是在再沸器管殼周圍，結焦更是嚴重，清除不易，常需動用水刀予以強力切除。這不但影響生產的順暢性，還累積了很多的廢棄萃取溶劑，亦即產生很多焦狀的廢棄物待處理，顯示出製程上有極需改進之處。



圖一、碳氫油品中芳香烴萃取及溶劑再生流程



本研究即針對最容易發生結焦之步驟—溶劑萃取芳香烴後回收再循環使用之蒸餾操作部份，做一完整的探討，並找出理想的蒸餾操作條件，如：應用適當的減壓操作、製程減溫等手法 [22-26]，以期避免溶劑劣化及結焦。

溶劑每經一段時間操作後，即有部分變黑及變黏稠，這些溶劑習慣被廢棄（稱廢溶劑，spent extractants），製造出許多的廢棄物來，且工廠亦無適當的處置方法。故我們秉持著減廢及資源回收再利用的理念，對此廢溶劑形成之原因及反應機制做一詳細的探討，並設法於製程上加以改善，以降低廢溶劑的產生量；其次，取樣分析這些廢溶劑之組成和主成分含量，這些由萃取溶劑所衍生出之成分，其中是否有對芳香烴仍具優異之萃取性能，甚至比原萃取劑更好者，則當進一步做試驗確認，並將其回收再應用回萃取製程上。

二、研究方法

1、蒸餾富溶劑（rich-solvent）以回收再循環利用溶劑之模擬

萃取溶劑（diethylene glycol）萃取芳香烴操作後，應設法將溶劑回收再使用，亦即將萃取相中之芳香烴和 diethylene glycol 分離。因鑑於芳香烴與萃取溶劑間之成分沸點有相當的差距，故我們應用蒸餾的方法，試著將其分離。又由於實際的蒸餾塔操作實驗設備成本昂貴、耗費油料樣品及萃取劑甚鉅，加上實驗、分析耗時且有誤差，故我們以電腦模擬的方式進行，擬探討板數、回流比、以及 condenser 壓力等之影響，以尋找出理想的操作條件組合。進行步驟如下：

(1) 模式化合物（model compounds）的選取

- a. 以 GC-MS 分析油品（汽油範圍油料）主要碳數分佈範圍，根據主要成分做為選擇 model compounds 之標準。
- b. 再依電腦軟體，如：CHEMCAD 中之 pure component library 查尋歸納出適合之代表性化合物。

(2) 進料組成的決定

- a. 以 HPLC 分析油料中芳香烴所佔之重量百分比。
- b. 再配合萃取操作時 solvent/oil 比而決定出蒸餾操作時進料油之組成。

(3) 設計萃取模式（model）程式

- a. 設定使用變數之因次單位。
- b. 設定印出之資料。
- c. 建立組成分資料。
- d. 建立熱力資料。
- e. 設定各物流資料(STREAM DATA)，包括 streams 之溫度、壓力、相態、流率、組成。
- f. 設定各種單元操作資料。

(4) 測試各種操作變數之影響

- a. 先依常識，設定一般操作變數值，再逐次修改至運算獲得收斂有結果。
- b. 改變板數，從 6 板、8 板……至 25 板，其餘變數固定，分別求得萃取溶劑在蒸餾塔頂出料中之重量分率（越小越好）。



- c. 固定適當板數，改變回流比，從 4、6、... 至 30，亦分別求出萃取溶劑在蒸餾塔頂出料中之重量分率。
- d. 固定適當板數、回流比，開始降低 condenser 壓力（即測試減壓蒸餾），從 1.03 kg/cm^2 、 0.93 kg/cm^2 、..... 至 0.23 kg/cm^2 ，分別求出萃取溶劑在蒸餾塔頂出料中之重量分率，以及塔內各板溫度分佈情形。
- e. 固定適當板數、回流比及壓力，然後改變不同的進料位置，以找出最佳的油料入口處。

2、廢溶劑成分鑑定及成因探討

以變黑且黏稠狀廢溶劑和未使用前新鮮萃取溶劑(diethylene glycol)為原料，利用小型批式反應壓力鍋 (autoclave) 模擬系統和熱分析方法，探討其間衍生關係。

(1) 批式反應熱裂解試驗

- a. 先以氮氣吹除批式反應壓力鍋，以趕掉系統內之空氣。
- b. 每次取溶劑約 100 g，置入反應壓力鍋內。
- c. 控制反應壓力鍋系統起始壓力至約 2 kg/cm^2 ，並啟動攪拌機，轉速控制在 200 rpm 左右。
- d. 加熱，使系統溫度逐批在 150°C 、 200°C 、 250°C 和 300°C 下各維持 15 分鐘左右。
- e. 再將反應壓力鍋置入冷水中以終止反應。
- f. 俟溫度降至常溫後，分別自氣液兩相取樣，進行成分及性質分析（包括 GC、GC/MS 及 pH 測定等）。

(2) 熱分析試驗

- a. 借用熱重量變化分析儀 (thermogravimetric analyzer, TGA) 和示差掃描量熱儀 (differential scanning calorimeter, DSC) 進行溶劑樣品之測試。
- b. 每次取溶劑約 2~10 mg，置入樣品槽內。
- c. 控制不同定壓下，溫度由常溫定速率（如： $10^\circ\text{C}/\text{min}$ ）地升至 500°C 。
- d. 測出溶劑或其衍生物之熱裂解失重和吸放熱情形。
- e. 探討溶劑或其衍生物在不同系統壓力下，其熱量變化與溫度之關係，以歸納判斷反應物之熱穩定性以及裂解（吸熱）、再重組成較穩定新結合鍵（放熱）之衍生物等。

3、廢溶劑組成分對芳香煙萃取性能之試驗

變黑且黏稠狀之廢溶劑，習慣被廢棄，但其中由萃取溶劑所衍生之各種成分，若對芳香煙仍具萃取性能，甚至比原萃取劑更好，則應回收再利用。故依成分鑑定分析結果，對各成分一一進行萃取性能之評估試驗。

(1) 批式萃取試驗

- a. 自組一具夾層、內容積為 50 cm^3 之玻璃製分液漏斗，之間通以熱媒—silicon oil，並連接著加熱循環槽，以控制系統於恆溫。分液漏斗中心插一攪拌棒，轉速可由外接之攪拌機調整控制。
- b. 分別秤取定量油料（汽油）及萃取溶劑（ethylene glycol、diethylene glycol、triethylene glycol、tetraethylene glycol... 等由萃取溶劑所衍生之成分），使溶劑/油料 = 8/1（比照現場操作比例），共置於上述之分液漏斗內。



- c. 加熱至設定溫度，在約1200 rpm之轉速下，激烈攪拌一小時。
- d. 停止攪拌，移掉攪拌器，並蓋妥上栓後靜置六小時以上。
- e. 分別自上下層取樣，利用氣相層析儀及高性能液相層析儀分析樣品之組成。
- f. 計算比較諸萃取溶劑之萃取效果及找出各溶劑之最適萃取操作溫度。

(2) 連續對流式萃取試驗

- a. 自組一簡單連續式萃取塔。
- b. 依據批式萃取試驗找出之最適萃取操作溫度，做為主塔之控制溫度。
- c. 萃取溶劑由塔頂、油料自塔底進入主塔，流速保持固定。
- d. 待溫度、流速等皆呈穩定狀態後，取自塔頂流出之油料以測定芳香烴含量。
- e. 改變各種不同萃取溶劑及進料流速進行測試，以比較萃取效果。

三、結果與討論

- 1、萃取操作後之萃取相，內含有萃取溶劑和各種不同碳數之芳香烴，而溶劑必須與芳香烴分離，以回收再利用。由於芳香烴油料之沸點範圍在 80~150 °C，而 diethylene glycol 之沸點為 244°C，故最適當之分離方法應為蒸餾。
- 2、油料經 GC-MS 分析後，芳香烴成份選擇 A6、A7、A8 各一種當成 model compounds 來進行模擬。另配合模擬軟體的內建資料，於是定：A6=benzene (BZ)、A7=toluene (TOLE)、A8=xylene (XYLE)。
- 3、原油料經分析，內含有 20% 左右之芳香烴，且 PONA 中各種 group 之碳數量比皆約相同，約為 C6 : C7 : C8 = 10 : 25 : 65，加以萃取時 solvent/oil = 8/1，故綜合以上數據資料可定出萃取相，即蒸餾進料油之組成為 S : A6 : A7 : A8 = 97.56% : 0.24% : 0.61% : 1.59%。
- 4、建立之蒸餾模式：

依設定進料物流 S1，塔頂出料物流 S2，塔底物流 S3、設定使用變數之因次單位、建立組成分資料 (1 號為 DEG，2 號為 BZ，3 號為 TOLE，4 號為 XYLE)、建立熱力資料、設定物流資料 (包括諸 stream 之溫度、壓力、相態、流率、組成)、設定各種單元操作資料。完整可行的程式設計例，可如下所示：

```
TITLE
PRINT STREAM=ALL, RATE=WT, FRACTION=WT
DIMENSION METRIC, STDTEMP=0, STDPRES=1.03323
SEQUENCE SIMSCI
CALCULATION RVPBASIS=APIN, TVP=37.778
COMPONENT DATA
LIBID 1,DEG/2,BZ/3,TOLE/4,XYLE
THERMODYNAMIC DATA
METHOD SYSTEM=SRKM, SET=SRKM01, DEFAULT
STREAM DATA
PROPERTY STREAM=S1, TEMPERATURE=60, PRESSURE=4, PHASE=M,
```



RATE(WT)=200, COMPOSITION(W)= 1,0.9756 / 2,0.002439 / 3,0.006098 /
4,0.015854, NORMALIZE

UNIT OPERATIONS

COLUMN UID=T1

PARAMETER TRAY=16, IO=15

FEED S1,8

PRODUCT OVHD (WT)=S2,50, BTMS (WT)=S3,100

CONDENSER TYPE=TFIX, PRESSURE=1.03, TEMP=30

DUTY 1,1/2,16

PSPEC PTOP=1.3, DPCOLUMN=0.11

ESTIMATE MODEL=SIMPLE, RRATIO=10, CTEMP=30, TTEMP=150,

RTEMP=200

SPEC RRATIO, VALUE=10

SPEC STREAM=S3, RATE(WT,KG/H), VALUE=145.12

VARY DUTY=1,2

REBOILER TYPE=KETTLE

END

- 5、由蒸餾模擬測試結果可知，當常壓下固定回流比，改變不同蒸餾板數，結果以 12 板以上，分離效果較佳。雖然板數越多效果越好，但所需成本將越高，故擇定 12 板為適當的操作標準。
- 6、板數固定在 12 板，改變回流比，結果得知在 16 以上，即可獲得良好的分離結果。越大當然越好，但會影響到產量減少、操作成本增高，故擇定以 16 為主。
- 7、板數、回流比固定，從冷凝器處抽真空，探討塔內壓力對分離效果之影響，結果顯示壓力的大小，影響結果不大。
- 8、當板數大增為 20 板時，回流比變化對產率已無多大的影響。
- 9、當板數大增為 20 板時，壓力變化仍然對分離效果影響不大。
- 10、減壓操作，可降低操作溫度，使組成份不易熱分解或變質，以及可用水蒸氣來加熱，不必用到其他較貴的熱媒。由模擬測試可知：當冷凝器壓力降至 0.23 kg/cm^2 時，再沸器只需加熱到 $200 \text{ }^\circ\text{C}$ 左右，即可分離良好。
- 11、進料位置對蒸餾好壞影響較大，當整個塔板數為 12 時，最佳的進料口應在第 8 板左右。
- 12、最適之各種操作條件組合：板數 12、進料位置在第 8 板、回流比 16、冷凝器減壓至 0.23 kg/cm^2 ，其塔內各板溫度、壓力、淨流率及 heat duty 等皆可獲知，而各 stream 之組成重量分率亦可獲知，回收出之萃取劑 (diethylene glycol) 其純度可達 99 wt% 以上。
- 13、比較新鮮二乙二醇和變黑廢溶劑熱裂解的 C2 衍生物組成，如表一及表二所示：主要均為乙二醇、醋酸、乙醛、乙醇和環氧乙烷等 C2 產物，顯示廢溶劑和二乙二醇均經相似的反應機制裂化。



表一、新鮮二乙二醇(DEG)水溶液熱裂解之總產物分佈

編號	1	2	3	4
TEMP, °C	150	200	250	300
Initial pH Value	7.02	7.02	7.02	7.02
Final Pressure, kg/cm ²	3.67	5.92	13.9	19.8
Conversion, %	0.91	1.15	2.19	2.32
Product selectivity, wt% C2	32.5	37.3	26.5	23
organic liquid	(59.2)	(66.8)	(47.2)	(41.0)
C2 ⁺ organic liquid	66.3	61.3	52.8	53.2
gas	0.66 (22.9)	0.8 (50)	1 (29.1)	1.16 (28.6)
H ₂ O	-0.54	-0.6	18.8	21.8
Liquid product pH value	4.35	4.56	4.2	3.8
Total recovery, wt%	99.5	99.4	99.1	99.2

表二、二乙二醇(DEG)廢溶劑水溶液分解之有機物產率

Reaction time, minute	10
Reaction temperature, °C	250
Enviromental gas	NO ₂
Initital pressure, kg/cm ²	20
Final pressure, kg/cm ²	44.4
Product yield wt%	
aqueous phase	
C2 organic liquid	2.02
Ethylene oxide (EO)	0.045
Ethylene glycol (EG)	1.327
Acetaldehyde (CH ₃ CHO)	0.107
Acetic acid (HOAC)	0.265
Ethanol (ETOH)	0.277
C2 organic liquid	40.4
Diethylene glycol	15.6
Other	24.8
H ₂ O	14.9
Gases	0.1
Solid	42.6
Liquid product pH value	8
Total recovery, wt%	97



- 14、廢溶劑經由 GC-MS 等分析，結果證實組成分主要為乙二醇(EG) 0.3 wt%，二乙二醇(DEG) 95.5 wt%，三乙二醇(Tri-EG) 1.7 wt%，四乙二醇(Tetra-EG) 0.5 wt%，其餘為水分及少量的環氧乙烷(EO)和乙醛等。
- 15、使用 DEG 為萃取劑，在各種不同溫度下與汽油進行批式萃取試驗，結果如表三所示，其中操作溫度在 45 °C 下萃取效果最好，故決定連續萃取時之操作溫度定在 45 °C 左右。
- 16、以 DEG 為萃取劑，進行連續對流式萃取實驗，結果如表四所示，當溶劑／進料油(S/F)比為 6/1 以上時，即可將汽油中芳香烴含量降至 1.0 wt% 以下。DEG 價格便宜，且最主要產品油經水洗後完全沒臭味，易為市場客戶接受使用，故商業上多以 DEG 為主要萃取劑。
- 17、DEG 於受熱操作過程中會先分解成環氧乙烷(EO)，然後再重組成乙二醇(EG)、三乙二醇(Tri-EG)或四乙二醇(Tetra-EG)等衍生物。故我們亦在同樣的操作條件下，以這些衍生物為萃取劑，進行連續萃取試驗，以探討其對萃取之影響，結果如表五、表六、表七所示，由此三表可知，EG 之萃取效果不如 DEG，而 Tri-EG 和 Tetra-EG 之萃取效果優於 DEG。

表三、批式萃取試驗—DEG 在各種溫度下，對芳香烴之萃取結果(DEG/汽油=8/1 vol./vol.)

萃取劑	操作溫度	Saturate (wt.%)	Aromatics (wt.%)
DEG	25°C	78.0	22.0
	30°C	81.7	18.3
	35°C	79.4	20.6
	40°C	82.4	17.6
	45°C	84.0	16.0
	50°C	83.0	17.0
	55°C	81.3	18.7

表四、汽油在溫度45 °C下，使用流速為7.2 ml/min 之 DEG 為萃取劑，在各種不同進料流速下，連續萃取後芳香烴之剩餘率

汽油流速 (ml/min.)	LHSV (hr ⁻¹)	S/F	Saturate (wt.%)	水洗後 ΣAr.
1.2	0.12	6/1	98.7	0.9
0.9	0.09	8/1	99.3	0.8
0.8	0.08	9/1	99.3	0.8
0.6	0.06	12/1	99.1	0.8
0.4	0.04	18/1	99.3	0.8



表五、汽油在溫度45 °C下，使用流速為7.2 ml/min 之 Ethylene glycol(EG)為萃取劑，在各種不同進料流速下，連續萃取後芳香煙之剩餘率

汽油流速 (ml/min.)	LHSV (hr ⁻¹)	S/F	Saturate (wt.%)	水洗後 ΣAr.
1.2	0.12	6/1	98.3	1.7
0.9	0.09	8/1	98.7	1.3
0.8	0.08	9/1	98.8	1.2
0.6	0.06	12/1	98.7	1.3
0.4	0.04	18/1	99.0	1.0

表六、汽油在溫度45 °C下，使用流速為7.2 ml/min 之 Triethylene glycol(Tri-EG)為萃取劑，在各種不同進料流速下，連續萃取後芳香煙之剩餘率

汽油流速 (ml/min.)	LHSV (hr ⁻¹)	S/F	Saturate (wt.%)	水洗後 ΣAr.
1.2	0.12	6/1	99.1	0.9
0.9	0.09	8/1	99.4	0.6
0.8	0.08	9/1	99.8	0.2
0.6	0.06	12/1	99.7	0.3
0.4	0.04	18/1	99.5	0.5

表七、汽油在溫度45 °C下，使用流速為7.2 ml/min 之 Tetraethylene glycol(Tetra-EG)為萃取劑，在各種不同進料流速下，連續萃取後芳香煙之剩餘率

汽油流速 (ml/min.)	LHSV (hr ⁻¹)	S/F	Saturate (wt.%)	水洗後 ΣAr.
1.2	0.12	6/1	99.3	0.7
0.9	0.09	8/1	99.6	0.4
0.8	0.08	9/1	99.6	0.4
0.6	0.06	12/1	99.8	0.2
0.4	0.04	18/1	100.0	0.0

18、由 TGA 和 DSC 測試得知：DEG 受熱不宜超過150 °C過多，否則易產生衍生物並變黃、變黑。故應採用減壓蒸餾予以回收 DEG，即再生塔之蒸餾操作溫度以不超過150 °C為宜。

19、減壓蒸餾結果，塔底蒸餘(即回收)之 DEG 純度可達99.9 %，且顏色清澈透明，沒有變黃，且利用其來再次萃取，效果與新鮮的 DEG 相同。



四、結論

汽油成分油料（五碳煙~十二碳煙）經萃取操作後，萃取相可以減壓蒸餾操作加以處理，使得萃取溶劑（diethylene glycol）得以回收再使用。建議適當的蒸餾操作條件為：12板，進料位置在第8板上下，回流比16，且減壓至0.23 kg/cm²時，可使用200 °C之 steam 再沸器，即可分離良好。

芳香煙萃取溶劑 DEG 再生塔使用時所衍生之變黑廢溶劑組成：乙二醇(EG) 0.3 wt%，二乙二醇(DEG) 95.5 wt%，三乙二醇(Tri-EG) 1.7 wt%，四乙二醇(Tetra-EG) 0.5 wt%，其餘為水分及少量的環氧乙烷(EO)和乙醛等。其中除少量 EG 對芳香煙之萃取效能比 DEG 稍差外，其餘大部份如 Tri-EG 和 Tetra-EG 等皆比 DEG 更好。故操作過程中若 DEG 分解成 EG，則萃取能力會減低，但若生成 Tri-EG 或 Tetra-EG，則會促進萃取效果，惟這些衍生物仍屬微量，整體而言對回收後的 DEG 之萃取能力影響不大，因此建議工廠可把廢溶劑絕大部分回收再使用。回收再使用的變黑廢溶劑不僅可以達到污染減廢，並可為工廠節省萃取劑 DEG 的消耗。

參考文獻

1. 林文崇、黃銘郁、黃義林，煤油萃餘油利用研究，中油煉製研究所 84 年度專題研究報告，1995，23–25。
2. Radwan, G. M., Al-Muhtaseb, S. A., Fahim, M. A. Liquid-Liquid Equilibria for the Extraction of Aromatics from Naphtha Reformate by Dimethylformamide / Ethylene Glycol Mixed Solvent. *Fluid Phase Equilib.* 1997, 129, 175–186.
3. 林文崇、楊乾信、蔡德華，煤油中之芳香煙萃取研究（Studies on the Extraction of Aromatics from Kerosene），第十六屆全國技術及職業教育研討會論文集，花蓮，2001，467–476。
4. Lin, W. C. Studies on the Extraction of Aromatics from C9⁺ Oil. *J. Chem. Eng. Japan* 2002, 35, 1257–1262.
5. Izza, H., Korichi, M. Extraction of Aromatic from Lube Oil Using a Surfactant as an Additive. *Petrol. Sci. Technol.* 2017, 35, 201–205.
6. Khanna, M. K., Rawat, B. S., Gulati, I. B. Dearomatization of Kerosene-Gas Oil Fractions by Solvent Extraction. *J. Scient. Ind. Res.* 2010, 39, 304–308.
7. Algawi, R. J., Jaffar, S. A., Khalaf, Z. M. Effect of Cosolvents And Surfactant in The Extraction of Aromatics from Kerosene. 2018 IOP Conf. Ser.: Mater. Sci. Eng. 2018, 454, 012178.
8. Read, D. Production of High-Purity Aromatics — for Chemicals. *Oil Gas J.* 1952, 51, 82–89.
9. Grote, H. W. The Udex Process. *Chem. Eng. Progr.* 1958, 54, 43–48.
10. Rawat, B. S., Ghosh, S. K., Gulati, I. B. Basic Considerations in The Selection of Solvents for Aromatics Extraction. *Petrol. Hydrocarb.* 1972, 6, 203–210.
11. Evans, H. D. Extraction Process. U.S. Patent 3,222,416, 1965.
12. Wheeler, T. Handbook of Petroleum Refining Processes. McGraw-Hill: New York, 1986.



13. Alward, S. J., Hayter, W. N. Aromatics Extraction from Hydrocarbon Oil Using Tetramethylene Sulfoxide. U.S. Patent 5,880,325, 1999.
14. Chen, J. M., Fei, W., Li, Z. Liquid Liquid Equilibria of Quaternary Systems including Cyclohexane, 1-Heptane, Benzene, Toluene and Sulfolane at 298.15 K. J. Chem. Eng. Data 2007, 45, 689–692.
15. Al-Jiboury, K. F. C., Al-Hassan, M. A. Extraction of Monocyclic Aromatic Hydrocarbons from Petroleum Products Using Sulfolane as Industrial Solvent. Al-Khwarizmi Eng. J. 2010, 6, 1–13.
16. Muller, E. Use of N-methylpyrrolidone for Aromatics Extraction. Chem. Ind. 1973, 518–522.
17. Fandary, M. S. H., Aly, G. S., Fahim, M. A., Mumford, C. J. Extraction of BTX From Naphtha Reformate Using A Mixer-Settler Cascade. Solvent Extr. Ion Exc. Published Online: 21 May 2007, 7, 677–703.
18. 林文崇、張仁俊，無芳烴燈油之製備研究（Studies on the Preparation of Nonaromatic Lamp Kerosene），第三屆海峽兩岸青年科學家學術研討會論文，北京，2001。
19. Lin, W. C., Tsai, T. H., Lin, T. Y., Yang, C. H. Influence of the Temperature on the Liquid-Liquid Equilibria of Heptane + Toluene + Sulfolane and Heptane + *m*-Xylene + Sulfolane. J. Chem. Eng. Data 2008, 53, 760–764.
20. Lin, W. C. Liquid-Liquid Equilibria of Alkane (C10-C14) + *sec*-Butylbenzene + Sulfolane. J. Chem. Eng. Data 2011, 56, 3122–3127.
21. Lin, W. C. Liquid-Liquid Equilibria of the Ternary Systems Undecane + 1,4-Diethylbenzene + Tetrahydrothiophene 1,1-Dioxide and Tridecane + 1,4-Diethylbenzene + Tetrahydrothiophene 1,1-Dioxide at $T = (323.15, 348.15, \text{ and } 373.15) \text{ K}$. J. Chem. Eng. Data 2011, 56, 4486–4490.
22. Rincón, J., Cañizares, P., García, M. T. Improvement of the Waste-Oil Vacuum-Distillation Recycling by Continuous Extraction with Dense Propane. Ind. Eng. Chem. Res. 2007, 46, 266–272.
23. Mao, W., Ma, H., Wang, B. Performance of Batch Vacuum Distillation Process with Promoters on Coke-Plant Wastewater Treatment. Chem. Eng. J. 2010, 160, 232–238.
24. Yang, H. C., Eun, H. C., Kim, I. T. Study on the Distillation Rates of LiCl–KCl Eutectic Salt under Different Vacuum Conditions. Vacuum 2010, 84, 751–755.
25. Zhang, Y., Deng, J., Jiang, W., Mei, Q., Liu, D. Application of Vacuum Distillation in Refining Crude Lead. Vacuum 2018, 148, 140–148.
26. Steele, C. Essential Oil Extraction, Recovery, and Purge System and Method. U.S. Patent 10,293,274, 2019.

