

國造海掃更工廠熱量衡算

趙雪兒¹ 楊嘉智² 洪兆宇³ 趙嘉琦⁴

¹ 東華大學諮商與臨床心理學系

² 淡江大學國際事務與戰略研究所

³ 空軍軍官學校航空太空學系

⁴ 陸軍軍官學校機械系

摘要

在特定狀況下，硝化反應溫度對硝基鍵結定位的影響非常關鍵。硝化溫度對硝酸根官能基與芳香族核種間反應機制與方位之作用非常密切。故就製程安全、異象防止及產品純化等觀點出發，保持設定之溫度常數至關重要。反應時出現過高溫度將使反應趨於激烈，副產品諸如氧化雜項產物將迅速增加，氧化反應伴隨大量二氧化氮氣體噴發，最終可能失控氣爆。故知，反應設計時操作溫度要盡可能保持較低之原因，特別是反應初始階段與晶粒長成過程尤顯重要。一般而言，硝化安全溫度之設定視化合物結構而定，以海掃更製程而言，溫度設定於 15~25°C，在反應溫度接近室溫，甚至更低時，就必須將熱能輸出並釋放。海掃更生產工廠於自動化儀表更新延壽專案中，原有熱交換等熱量平衡顯已不適用，本文作為更新專案中之週邊配合項目，提出計算細節。

關鍵詞：海掃更，硝化，反應，冷卻

一、前言

先總統 蔣公為反攻復國向美國尋求軍事支援，屢遭拒絕，雖勉強選擇性提供武器彈藥堪品，然鮮少有設備與生產技術，「只給魚吃，不給釣竿」，變相制肘。故成立「建新計畫」，開啟「國防自主」，詎料遭美方阻擾，甚有於設備安裝完成試車前夕，美軍以吊掛直升機將關鍵機具拋海，老員工轉述現場潸然淚下，悲憤莫名，多年後再提往事亦眼紅。後建新計畫遂轉在「明德小組」協助下，部分改尋求德裔語系國家(Dach)技術支援。「建新三十五號案」就是在這些背景醞釀下生成，內容為自力生產環狀三亞甲基三硝胺(RDX)與三硝基苯硝胺基硝酸乙酯(PETN)。環狀三亞甲基三硝胺有各種俗名慣稱，美軍制式名稱

Cyclonite；英國人因保密稱 Research Department explosive, RDX，並非網路誤稱之皇家拆遷炸藥；德國人稱為 Hexogen。建新案時採用母廠瑞士 Biazzi 人員之發音，亦即德語音譯「海掃更」。其尚有許多別名，美語發音與旋風分離器(Cyclone)相近，所以暱稱「旋風炸藥」、「暴風炸藥」，在未有更新式炸藥發明前，因爆速最高，美名「超級炸藥 Super explosive」。三十五號案重要者為其戰略意義，海掃更是第一種「非戰略物資」所合成之炸藥。以往生產炸藥的原料被列入「戰略物資」，苦味酸炸藥的原料是苯酚，由煤炭中提煉，所以煤是戰略物質。TNT 炸藥由甲苯合成，得自石油蒸餾，石油也成為戰略物質。二戰時希特勒席捲歐洲，為何還要東西兩線作戰，因為

缺乏石油，需要俄國、北非豐沛的石油，當兩面失利後，發動德國化學家利用尿素製造炸藥，後又發明由烏洛托品硝化成海掃更的製程。烏洛托品(六次甲基四胺，Urotropine, Hexamethylenetramine, He)(動員戡亂時期，嚴守敵我意識，國軍技術書刊以 He 縮寫代稱，區別對方用語，非指常見之氮元素符號)有 urine 字根隱含尿液製品之潛意，本身就是一種藥品、肥料，由空氣中氮氣合成，更精確的說是由氨水與甲醛反應，這些都是無法管制的「非戰略物資」[1-6]。

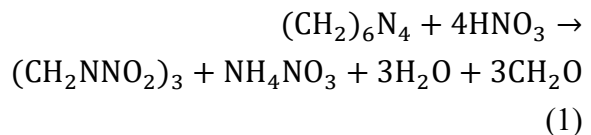
三十五號案採取仿德國之製程作法，其戰略構想是國防自主，臺灣四面環海遭封鎖時，仍可由肥料廠獲得烏洛托品，這也是過往每年物力動員演習時，都要選一個肥料廠徵用，派員進駐接管，演練戰時運用。民國 66 年三十五號案完成安裝與試車，除本身為單質炸藥外，更可搭配原有相鄰之四號案(TNT 工廠)，加工成混合炸藥，共同擔負供應國造各式傳統武器彈頭裝藥之任務，歷時 30 餘年，高瞻遠矚，深思熟慮，厥功甚偉。後國內產官學研更深入研究海掃更製程，發表相關學術研究[7-22]。嗣檢討其機具產能，各單元操作設備保養良好、狀態甚佳，惟儀錶設施仍屬早年型號，線路顯老舊，故海掃更工廠於民國 93-94 年在母廠協助下進行儀錶更新升級延壽，以電腦於控制室程序控制，俾加大產能、精進品質、確保工安。海掃更生產工廠於自動化儀錶更新專案中，原有

熱交換等熱量平衡顯已不適用，熱量衡算作為更新專案中之週邊配合項目，本文提出計算細節。

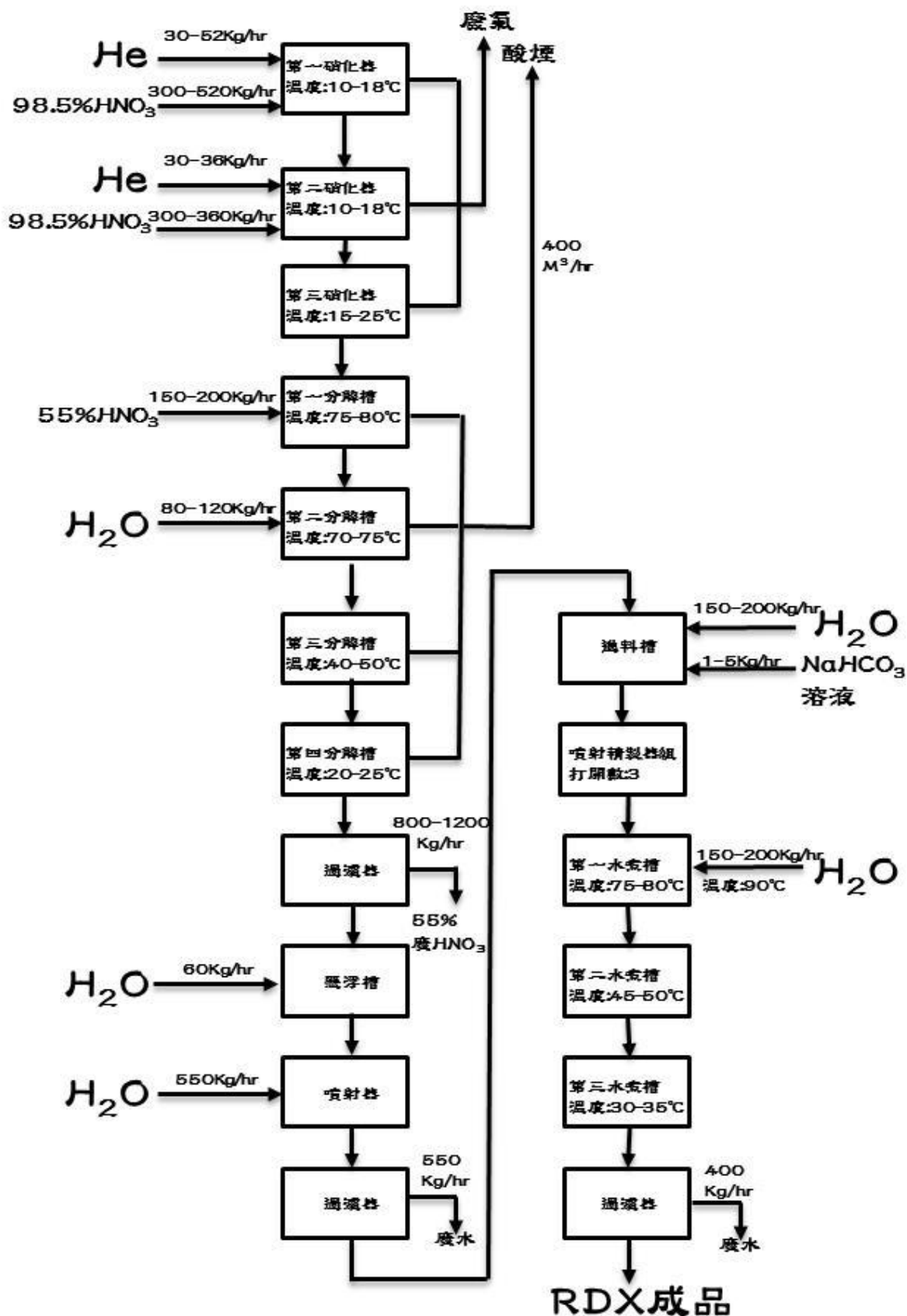
二、設計任務

RDX 是無臭無味的白色粉末結晶，晶體密度為 1.861g/cm^3 ，純品熔點(分解)為 $204.5\sim 205^\circ\text{C}$ ，直接硝解法生產的 RDX 熔點為 $202\sim 204^\circ\text{C}$ ，因其純度較高。醋酸酐法生產的 RDX，因含有少量的 HMX，一般在 $192\sim 193^\circ\text{C}$ 。RDX 的比熱在 20°C 時為 1.255J/g 。

生產 RDX 的方法有直接硝解法、硝酸-硝銨法、甲醛-硝銨合成法、醋酸酐法、白鹽法等，在工業生產中得到廣泛應用的只有直接硝解法和醋酸酐法。由於前言中所述的原因，國造 RDX 採用直接硝解法製程。直接硝解法是用大倍量的 98% 以上濃度的 HNO_3 硝解烏洛托品(He)製備 RDX，可以近似式表示如(1)式：



此外，還有一些副反應，生成的副產物用氧化法將其分解破壞。本法的主要優點：(1)原料簡單，只有 He 和 HNO_3 ，(2)程序和設備簡單，既可間斷生產，也可連續生產 (3)生產過程平穩、安全、易控制、產品品質良好。操作流程示意如圖一。



圖一：國造 RDX 炸藥製造流程圖

由原廠流程設計中顯示硝化程序，低溫對提高 RDX 得率有利，但反應時間長，降低設備的生產能力與成本，原廠建議選擇 10~22℃ 為宜，正常控制在 14~18℃。另操作溫度亦是控制氧化結晶的一個重要製程條件。依據先前生產經驗，溫度低於 60℃，副產物分解就不完全，且 RDX 的粒度細。溫度高時，RDX 粒度大而均勻，但溫度也不宜過高。因溫度升高，RDX 在廢酸中的溶解度增大，不利 RDX 結晶析出，同時對設備腐蝕嚴重。結晶溫度儀控制在 64~75℃ 範圍內。為配合整體自動化工程，放熱反應與冷卻控溫需重新計算與平衡。

三、熱量計算

熱量計算以設計能量 2.395kg/min 成品 RDX 為基準，其熱量計算式為

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (2)$$

由於連續化生產，設備本身無溫度變化，進出口物料溫度相同，又假定設備溫度保溫良好，則可認為物料帶出的熱量 $Q_4 = 0$ ，消耗在設備管線上的熱量 $Q_5 = 0$ ，設備向環境散失熱量 $Q_6 = 0$ ，(2)式可簡化成

$$Q_3 = Q_1 + Q_2 \quad (3)$$

式(3)中 Q_1 為物料帶進設備的熱量(KJ)， Q_2 為過程的反應熱效應(KJ)， Q_3 為冷卻系統移走的熱量(KJ)。

1. 硝化分解道次

(a)已知條件

He 溶解熱 $Q_s = 20.083 \text{ KJ/mol}$ ，硝化槽內 HNO_3 濃度為

$$12.068 / (12.068 + 1.042) = 92\% \quad (4)$$

查 92% 的 HNO_3 的稀釋熱 $Q_d = 2.931 \text{ KJ/mol}$ ，硝化槽進料溫度為 20℃，槽內反應溫度為 15℃，生成熱和定容比熱分見表一及表二。

表一：標準生成熱數據表

物料	生成熱 $\Delta H_f^0 (\text{KJ}/\text{mole})$
He	-136.817
HNO_3	173.218
RDX	-71.546
NH_4NO_3	365.263
H_2O	285.830
$\text{CH}_2(\text{ONO}_2)_2$	199.158
N_2O_3	-88.720
CO_2	193.510

表二：定容比熱數據表

物料	定容比熱 $C_v (\text{KJ}/\text{Kg} \cdot \text{K})$
He	1.256
HNO_3	1.989
RDX	1.382
NH_4NO_3	1.759
H_2O	4.187
$\text{CH}_2(\text{ONO}_2)_2$	1.926
N_2O_3	9.716
CO_2	0.837
N_2	1.047

根據黑斯定律(Hess's law)，反應熱可由生成熱來計算，其表達式為

$$Q_R = \Delta H = \sum(v_j \Delta H_{fj}^0) - \sum(v_i \Delta H_{fi}^0) \quad (5)$$

式中 Q_R 、 ΔH 為反應熱(KJ/mole)， $\sum(v_j \Delta H_{fj}^0)$ 為所有產物生成熱之和(KJ/mole)， $\sum(v_i \Delta H_{fi}^0)$ 為所有反應物生成熱之和(KJ/mole)。

物料帶進設備的熱量 Q_1 ，可用下式表示

$$Q_1 = \sum q_m C_v (t_1 - t_2) \quad (6)$$

上式中 q_m = 物料量(Kg/min)， C_v 為定容比

熱($\text{KJ}/\text{Kg} \cdot \text{K}$)， t_1 為進料溫度($^{\circ}\text{C}$)， t_2 為槽內反應溫度($^{\circ}\text{C}$)。
(b)計量計算[23]如表三：

表三：硝解熱量計算過程

項目	計算過程	計算結果 (KJ/min)
Q_1	根據(3)式及表一、二，已知條件 $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$ ， $t_2 = 15^{\circ}\text{C}$ ，得 $Q_1 = 1.916 \times 1.256 + (21.919 + 0.447) \times 1.989 \times (20 - 15)$	234.46
反應熱 Q_R	由(1)、(5)式、料表及表一，得 $Q_R(1) = (-71.546 + 3 \times 199.158 + 365.863 + 3 \times 285.83) - (-136.817 + 10 \times 173.218) = 153.229 (\text{KJ}/\text{mole})$ $Q_R(2) = (16 \times 199.158 + 4 \times 365.863) - (-136.817 + 16 \times 173.218) = 21.329 (\text{KJ}/\text{mole})$ $Q_R = (0.8048 Q_R(1) + 0.1952 Q_R(2)) \times (1916/140)$	1744.68
溶解熱 Q_s	由已知條件 $q_m[\text{He}] = 1916 \text{ g}/\text{min}$ ，He 的分子量 140，得 $Q_s = 20.083 \times (1916/140)$	274.85
稀釋熱 Q_d	由已知條件 $q_m[\text{HNO}_3] = 12068 \text{ g}/\text{min}$ ， HNO_3 的分子量 63，得 $Q_d = 2.931 \times (12068/63)$	561.45
總計	$Q_2 = Q_R + Q_s + Q_d = 1744.68 + 274.85 + 561.45$	2580.98
Q_3	$Q_3 = Q_1 + Q_2 = 234.46 + 2580.98$	2815.44

(c)熱傳面積計算

由表三計算結果知 $Q = Q_1 = 2815.44 \text{ KJ}/\text{min} = 1.689 \times 10^5 \text{ KJ}/\text{h}$ ，由原廠系統介面需求，反應溫度 $t = 15^{\circ}\text{C}$ ，冷卻水入口溫度 $t_1 = -10^{\circ}\text{C}$ ，冷卻水出口溫度 $t_2 = -6^{\circ}\text{C}$ ， $\Delta t = \frac{(t-t_1)-(t-t_2)}{2.303 \log \frac{t-t_1}{t-t_2}} = 23 \text{ K}$ ，所以熱傳面積為 $A = (1.689 \times 10^5) / (2100 \times 23) = 3.497 \text{ m}^2$ ，為使硝化液能及時冷卻且操作安全，熱傳面積加採安全係數25%，這樣計算的熱傳面積應為 $3.497 \times 1.25 = 4.371 \text{ m}^2$ 。

硝化反應是屬於高度放熱反應，因之在設計上應採系統性冷卻設計，以移去所釋放出的熱能，He 與 HNO_3 之硝化反應亦不能例外。由於原廠硝化程序採用串連三座硝化器之設計，第一硝化器承擔60%硝化作用，第二硝化器本身承擔40%硝化作

用與承接第一硝化器排放之藥漿，第三硝化器本身不負責硝化工作，僅接受第二硝化器所排放之藥漿，熱量交換設計時，每個硝化器設定 1.5 m^2 散熱面積，高於理論計算。

2. 氧化結晶分解道次

(a)已知條件

流進分解槽氧化結晶溶液的硝解溫度為 20°C ，槽內反應溫度為 70°C ，稀釋水溫度為 20°C ，廢酸由 92% 稀釋到 50%，50% HNO_3 稀釋熱 $Q_d = 25.539 \text{ KJ}/\text{mole}$ ，92% HNO_3 稀釋熱 $Q_d = 2.931 \text{ KJ}/\text{mole}$ ，計算熱量時，由(3)、(5)、(6)式及(7)式完成。(7)式為基爾霍夫修正式(Kirchhoff's law of Thermochemistry):

$$Q_{R(70^{\circ}\text{C})} = Q_R + (\sum \overline{C_p'} - \sum \overline{C_p''})(t_2 - t_1) \quad (7)$$

上式中 $Q_{R(70^{\circ}\text{C})}$ 為修正到 70°C 時的反應熱 (b) 計量計算：
 (KJ/mole), Q_R 為標準化學反應熱(KJ/mole), 分解槽氧化結晶道次的熱量計算過程
 $\sum C_p'$ 為所有生成物定壓比熱平均數之和, 詳見表四:
 $\sum C_p''$ 為所有反應物定壓比熱平均數之和。

表四: 分解槽氧化結晶熱量計算

項目		計算過程	計算結果 (KJ/min)
Q_1		由(6)式、料表及表二, $t_1 = 20^{\circ}\text{C}$, $t_2 = 70^{\circ}\text{C}$, 得 $Q_1 = (2.445 \times 1.382 + 6.772 \times 1.926 + 1.736 \times 1.759 + 12.068 \times 1.989 + 1.042 \times 4.187) \times (12 - 70) + 8.966 \times 4.187 \times (20 - 70)$	-4508.33
Q_2	HNO ₃ 稀釋熱 Q_d	由已知條件及 $q_m(\text{HNO}_3) = 11034 \text{ g/min}$, NH ₄ NO ₃ 分子量 63, 得 $Q_d = (25.539 - 2.931) \times (11034/63)$	3959.63
	反應熱 Q_R	由(1)、(5)式、料表、表一、二及已知條件 $t_1 = 25^{\circ}\text{C}$, $t_2 = 70^{\circ}\text{C}$, CH ₂ (ON ₂) ₂ 分子量 138, 得 $Q_R(3) = (-83.72 + 393.51 + 285.83) - 199.158 = 396.462 \text{ KJ/mole}$ 再由(7)式及 N ₂ O ₃ 分子量 76, CO ₂ 分子量 44, H ₂ O 分子量 18, 得 $Q_R(2)(70^{\circ}\text{C}) =$ $396.462 + (0.716 \times 76 + 0.837 \times 44 + 4.187 \times 18 - 1.926 \times 138)(70 - 25) =$ 392 KJ/mole $Q'_R(3) = 392 \times (6722/138)$	19236.41
	反應熱 Q_R	由(1)、(5)式、料表、表一、二, 得 $Q_R(4) =$ $(2 \times 173.218 + 3 \times 285.83) - (2 \times 365.263 - 83.73) = 546.92 \text{ KJ/mole}$ 再由(1)、(7)式、料表、表一及已知條件 $t_1 = 25^{\circ}\text{C}$, $t_2 = 70^{\circ}\text{C}$, HNO ₃ 分子量 63, H ₂ O 分子量 18, N ₂ 分子量 28, NH ₄ NO ₃ 分子量 80, N ₂ O ₃ 分子量 76, 得 $Q_R(4)(70^{\circ}\text{C}) =$ $546.92 + [(1.989 \times 63 \times 2 + 4.187 \times 18 \times 3 + 1.047 \times 28 \times 2) - (1.759 \times 80 \times 2 + 0.716 \times 76 \times 1)](70 - 25) = 551.011 \text{ KJ/mole}$ 再由(1)式, NH ₄ NO ₃ 分子量 80, $q_m(\text{NH}_4\text{NO}_3) = 1736 \text{ g/min}$, 得 $Q'_R(4) = 551.011 \times [1736 / (80 \times 2)]$	5978.49
	合計	$Q_2 = Q'_R(3) + Q'_R(4) + Q_d = 19236.41 + 5978.49 + 3959.63$	29174.53
Q_3		$Q_3 = Q_1 + Q_2 = -4508.33 + 29174.53$	24666.26

(c)熱傳面積計算

平衡氧化結晶槽熱量時，由表四知 $Q = Q_3 = 24666.26 \text{ KJ/min} = 1.48 \times 10^6 \text{ KJ/hr}$ 。槽內硝化液溫度 $t = 343 \text{ K}$ ，冷卻劑入口溫度 $t_1 = 303 \text{ K}$ ，冷卻劑出口溫度 $t_2 = 313 \text{ K}$ ，熱傳係數 $k = 546.5 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} = 1.97 \times 10^3 \text{ KJ/(m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{K)}$ ，熱傳面積計算

$$\Delta t = \frac{(t-t_1)-(t-t_2)}{2.303 \log \frac{t-t_1}{t-t_2}} = \frac{(343-303)-(343-313)}{2.303 \log \frac{343-303}{343-313}} = 35 \text{ K}$$

將已知數據代入式(8)，得

$A = (1.48 \times 10^6) / (1.97 \times 10^3 \times 35) = 21.5 \text{ m}^2$
為考量臺灣高雄地區夏季炎熱，室溫高達 35°C ，與非歐洲大陸地區設計條件相較，更為嚴苛，A 寬放為 43 m^2 。另據原廠設計經驗，設備過大，循環不好，易產生壁附著物、渣垢，不利於安全，一般結晶機直徑不宜超過 2 m ，否則粒度和酸值亦不易控制，故分解槽採用串聯四座。已知計算給定的熱傳面積 $43/4 = 10.8 \text{ m}^2$ ；單座夾套熱傳面積 $A_1 = 3.04 \text{ m}^2$ ，蛇管熱傳面積 $A_2 = 8.15 \text{ m}^2$ ，總熱傳面積 $A = A_1 + A_2 = 3.04 + 8.15 = 11.19 \text{ m}^2$ ，大於計算給定的熱傳面積。

3. 煮洗中和冷卻道次

已知 RDX 定容比熱 $C_1 = 1.382 \text{ KJ/(kg} \cdot \text{K)}$ ，廢酸 $C_2 = 2.931 \text{ KJ/(kg} \cdot \text{K)}$ ，冷卻水入口溫度 $t_1 = 299 \text{ K}$ ，出口溫度 $t_2 = 302 \text{ K}$ 水貯槽內溫度 $T_2 = 305 \text{ K}$ ，第四分解

槽內溫度 $T_1 = 343 \text{ K}$ ，熱傳膜係數 $k = 1.78 \times 10^3 \text{ KJ/(m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{K)}$ ， $\eta = 0.75$ 。由表五知 $q_m(\text{RDX}) = 2.445 \text{ Kg/min}$ ，50%廢酸 $q_{mw} = 22.068 \text{ Kg/min} = 1324.1 \text{ Kg/hr}$ ，第四分解槽流出懸浮液量 $q_v = 1.525 \text{ m}^3/\text{hr}$ ，停留時間 $\text{hr} = 45 \text{ min}$ ，等效四座水煮槽結構尺寸計算見表六。

熱傳面積的計算公式：

$$A = Q / (k \Delta t) \quad (8)$$

式中 Q 為冷卻水移走熱量 (KJ/hr)， A 為熱傳面積 (m^2)； k 為為傳熱膜係數 ($\text{KJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K)}$)， Δt 為平均溫差， $\Delta t = [(t-t_1)+(t-t_2)]/2$

表五:RDX 在不同濃度 HNO_3 之溶解度

HNO ₃ 濃度 (%)	溶解度 (100gHNO ₃ 溶解 g 數)	
	10°C	20°C
10	0.018	0.024
20	0.030	0.040
30	0.045	0.057
40	0.059	0.080
50	0.086	0.108
60	0.149	0.181
70	0.325	0.302
80	--	2.013
90	--	22.5(25°C)
100	--	30.0(23°C)

表六:煮洗冷卻中和系統尺寸總量計算

項目	計算過程	計算結果
熱傳量 (KJ)	由(6)式及已知數據，得 $Q = 146.7 \times 1.382 \times (343-305) + 1324.1 \times 2.931 \times (343-305)$	1.55×10^5

冷卻面積 $A(m^2)$	由(8)式及已知數據，得 $\Delta t = [(305-299)+(305-302)]/2 = 4.5K$ $A = (1.55 \times 10^5)/(1.78 \times 10^3 \times 4.5)$	19.35
蛇管體積 $V_2(m^3)$	由圓柱體積公式及 $d=0.045m$ ，得 $V_2=(1/4) \times 0.045 \times 19.35$	0.22
有效容積 $V_1(m^3)$	由體積公式 $V_1=1.525 \times 45/60$	1.144
操作容積 $V_c(m^3)$	$V_c=V_1+V_2=1.44+0.22$	1.364
總容積 $V(m^3)$	$V=V_c/\eta=1.364/0.75$	1.82
冷卻機直徑 $D(mm)$	由 $H/D=1.1$ $D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi H/D}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1.82}{\pi \times 1.1}} = 1.28(m)$	1280
設備高 $H(mm)$	$H=1.1D=1.1 \times 1280$	1410
夾套熱傳面積 $A_1(m)$	為計算夾套的熱傳面積，由原廠資料 $D_g=D_i=1200$ 時，則 $H_B=271mm$ ， $h=25mm$ ， $A_B=1.63m^2$ ， $V_B=0.239m^3$ ， $H_{jc}=0.7D_i-H_B-h-h_0=0.7 \times 1200-271-25-170=374mm$ 代入熱傳面積公式 $A_1=A_B + \pi D_i H_{jc} = 1.63 + \pi \times 1.2 \times 0.374 = 3.04m^2$	3

由於等效單座水煮槽體積過大，且於工安要求藥量限制，俾利異象時管控損害，將水煮系統設計等效轉換為串連三座。水煮冷卻操作類似批式操作，總熱傳交換量為配合整體冰水機設計須以每分鐘計算，故煮洗冷卻中和系統產熱速率 $1.55 \times 10^5 KJ/45min = 3444.44 KJ/min$ 。

四、冰水機選用

海掃更生產工廠產生熱量的速率，主要由硝化分解、氧化結晶分解及煮洗中和冷卻道次牽動。一般採批次進料反應時，分段操作，冰水機以能將產生熱能最多者移出即符合設計，要求冷卻能力須超過氧化結晶道次之產熱即 $24666.26 KJ/min =$

$23383.614 BTU/min = 1403016.8 BTU/hr$ 。若轉換連續進料三班生產時，須考量設備全開，三主要道次機具同時產熱，即 $2815.44 + 24666.26 + 3444.44 = 30926.14 KJ/min = 29317.98 BTU/min = 1759078.8 BTU/hr$ ，冰水機冷卻能力須高之。檢討選配二套 $1800000 BTU/hr$ 之冰水機，批次生產時，輪替交換單機使用；連續生產時，雙機使用。

五、討論

當母廠設計之物料計算和主設備化工管線圖完成以後，即可全面展開能量計算與冷卻設備設計。能量計算的基礎是能量衡算，其遵守能量守恆定律，相互之間的

平衡關係可由下式確定：

產生能量—移出能量=累積能量

即收入的能量等於支出的能量，事實上，質量和能量各自都不守恒，而是該等之總能量守恒[24]。

1. 熱能是海掃更工廠主要的能量形式，因此能量衡算的主要內容是熱量衡算。而熱量衡算的主要目的是確定傳入或傳出的熱量，確定冷卻水的作用，計算熱傳面積以決定熱交換設備的外型尺寸。
2. 熱量衡算是建立在物料衡算的基礎上的，惟設備效率的依據與輔助，意味影響產能的要因。當各單元操作之間有熱量交換時，必須做全過程的衡算，熱力學第一定律是熱量衡算的理論依據，而熱力學第二定律則對提高效率、降低耗能起著指導作用[25-26]。
3. 在海掃更工廠中，熱量自設備中傳出，其傳遞速率控制著反應的持續時間，當反應熱對反應具有重要影響時，例如分解過程，熱量傳出可以確保純化過程後的產品品質，如果不能將熱量及時排出，積蓄起來就會破壞反應物。在對於硝化過程，若施控將導致引起爆炸的危險，所以反應設備的熱量衡算具有十分重要的意義。
4. 在本文研究中，將國造海掃更工廠生產之流程簡化為三主要步驟。硝化分解道次代表 3 座硝化槽內所進行之硝化分解作用；氧化結晶分解道次代表 4 座分解槽內所進行之純化、分解去除異構物等過程；煮洗中和冷卻道次代表 3 座水煮槽所進行之水洗、中和及冷卻效能；再以理論化、區域集中線性方法對該三簡化步驟實施產熱與冷卻之平衡計算與設計，惟對真實生產流程中之管路流動摩擦、電動機驅動攪拌、藥漿反應壓力影響熱力狀態參數、前後道次影響與各道次受室溫自然加熱或冷卻等，均以相對數量較小且非線性因子存於其中，而加以省略，然而在實際生產過程中，該等仍有可能影響全系統功能，故仍須以實際生產試俾實驗驗證[27]。
5. 線上生產試俾驗證時，首先查對熱交換面積之計算是否正確，經確認母廠設計之各單元操作熱傳面積與理論計算值概同，確定理論計算之基礎，並可更進一步進料反應試俾。
6. 以單班附帶加班模式生產作業，每周 5 工作天，日產量約 1.1TN，冰水機單機輪替使用，持續數月，運作良好，生產正常進行。從工程設計角度觀察，熱量衡算方式正確有效，本文研究實證有效可用。
7. 生產中遇有不正常操作導致失控現象產生時，如原料受潮、進料速率不當、管路阻塞、反應條件設定錯誤等，雖本文研究已有放大安全係數之考量，惟海掃更硝化反應屬高風險操作，副產物 HMX、RDX-H 等級不穩定，設備容錯性不容嚐試。預防為先，遇有異象狀況發生，仍應依異象處理程序處置，確保人員、機具安全[28]。
8. 當系統的狀態既不向正方向進行，又不向逆方向進行時，該狀態處於熱力學平衡，平衡系統不僅要處於穩定狀態，而且不能有自發反應變化的趨勢，此時熱量衡算是一關鍵之工具。當研究熱量平衡時，以合於操作要求的條件，假定初始狀態和最終狀態是處於平衡，中間過程微觀變化產生非線性的影響，仍可藉有效冷卻達成熱量平衡，使狀態收斂回穩態，亦藉熱量衡算而控制反應操作於穩態。確保安全。

六、結論

熱平衡是指單位時間內，設備收入的熱量等於支出的熱量。對一連續操作生產設備而言，熱平衡通常以單位時間來計算；對於批次操作設備來說，熱平衡以過程的週期或某一道次來計算。本文將硝解道次與氧化分解道次以連續模式計算，煮洗道次以批次模式計算，等效換算總合，再投入實際生產試俾驗證，確定計算設計合理可行，完成國造海掃更生產工廠之自動化延壽工程。軍隊曾經有過的志氣真好。曾經有那些年，中華民國有過那種志氣，別人不肯給的，我們自己做出來！

誌謝

國造海掃更工廠自動化延壽專案中，主任林岳輝博士完成人員編組及先期作業，所長朱正明博士率李建忠、蕭文隆、許明田等同仁現場施作，竭智盡忠，以書謝忱。

參考文獻：

- [1] Urbanski, T., Chemistry and Technology of Explosives, Pergamon Press, Vol. III, Part 1, Chapter IV, pp. 87-116, 1967.
- [2] AMC pamphlet, AMCP 706-177, Engineering Design Handbook, Explosives series, Properties of explosives of military interest, Headquarters, U. S. Army Materiel Command, pp. 69-75, 1967.
- [3] Department of the Army Technical Manual TM 9-1300-214, Military explosives, Headquarters, Department of the Army, Chapter 8, pp. 8-30~8-38, 1984.
- [4] 阮望聖、林國雄、楊祖印、張光中、陳澍聖、賈文豪、張繼國、陳嘉孟、羅惠生、陳益明、楊清龍、曾卓凡、黃俊浩，炸藥理論與應用，大樹：聯勤第二〇三廠，pp. 544-550, 1986.
- [5] 陳俊瑜、夏炎生，火炸藥學，大溪：中正理工學院，第五章，pp. 207-211, 1991.
- [6] 謝雄佑，火藥實驗講義，大溪：中正理工學院化學工程系，pp. 191-192, 1981.
- [7] 劉漢彬、葉早發、胡鄭菁、謝朝陽、王三光，”海掃更炸藥結晶粒徑控制之研究”，火藥技術，第 17 卷，第 1 期，pp. 41-51, 2001.
- [8] 洪耀勳、黃振家、張芳堉、羅聲凱、陳聖一，”以噴霧法製造超微粒 RDX 之製程安全管理研究”，火藥技術，第 13 卷，第 2 期，pp. 37-47, 1997.
- [9] 楊清龍、張章平、何子萬、洪耀勳、張芳堉，”超微粒高能物質 RDX 之研製”，火藥技術，第 14 卷，第 1 期，pp. 1-10, 1998.
- [10] 許銘展、陸開泰、李金樹、葉早發，”

- 球形 RDX 炸藥微粒再結晶製備及爆炸敏感度分析之研究，”中正嶺學報，第 43 卷，第 2 期，pp. 187-198, 2014.
- [11] 駱國明、林憲輝、張繼光、朱光馨，”RDX 製程反應器最佳化設計之研究，”火藥技術，第 17 卷，第 1 期，pp. 21-32, 2001.
- [12] 陸開泰、黃崑亮、駱國明、林憲輝，”RDX 反應製程失控臨界狀態及最適操作模式分析，”火藥技術，第 20 卷，第 2 期，pp. 1-16, 2004.
- [13] 駱國明、林憲輝、張繼光、劉漢彬，”RDX 高能材料製程反應之反應動力學參數研究，”火藥技術，第 16 卷，第 2 期，pp. 45-55, 2000.
- [14] 彭登志、張承明，”高能硝化物質不相容反應危害分析，”勞工安全衛生研究季刊，第 14 卷，第 4 期，pp. 320-335, 2006.
- [15] 林憲輝，放熱化學反應系統臨界失控條件及其熱穩定性範圍之釐定與操作，國防大學中正理工學院國防科學研究所博士論文，2001.
- [16] 張繼光，批式化學反應器中臨界失控溫度及穩定性範圍研究，國防大學中正理工學院國防科學研究所博士論文，2000.
- [17] 江政融，RDX 純化製程之結晶動力學研究，國防大學理工學院化學工程碩士班論文，2012.
- [18] 趙克專，RDX 再結晶及表面質之鈍感化研究，國防大學理工學院化學工程碩士班論文，2011.
- [19] 黃崑亮，RDX 炸藥製程穩定性及臨界操作條件之分析，國防大學理工學院化學工程碩士班論文，2003.
- [20] 許銘展，單質硝胺炸藥粒徑分佈及結晶之外型對敏感度影響之研究，國防大學理工學院化學工程碩士班論文，2012.
- [21] 彭登志、張承明、李建忠、趙嘉琦、吳中文、許亞龍、陳治安，”RDXH 炸藥危害因子分析，”中華民國火藥學會九十四年火藥學會論文集，pp. 183-197, 2005.
- [22] 彭登志、張承明、許亞龍、劉黎宗、趙嘉琦、吳中文，”高能炸藥 HMX 不相容反應熱危害分析，”中華民國火藥學會九十三年火藥學會論文集，pp. 213-225, 2004.
- [23] Perry, R. H. and Chilton, C. H., Chemical Engineers' Handbook, fifth edition, section 12, McGraw-Hill, 1973.
- [24] Bird, R. B., Stewart, W. E., and Lightfoot, E. N., Transport Phenomena, Chapter 15, John Wiley & Sons, pp. 456-473, 1971.
- [25] 陳呈芳編譯，熱力學概論，第 1 章，高立圖書，pp. 2-37, 2006.
- [26] 蔡健雄、張金龍、王耀男編譯，熱力學，第 1 章，東華書局，pp. 2-21, 2019.
- [27] 周金良、黃振家、趙嘉琦、陳治安，火炸藥特論講義，第捌章，大溪:中正理工學院，pp. 60-130, 1995.
- [28] 阮望聖，火炸藥操作異象處理，第九章，大樹:聯勤第二〇三廠，pp. 82-90, 1986.

Heat Balance of Domestic RDX Plant

Hsueh-Er Chao¹, Chia-Chih Yang², Chao-Yu Hung³, Chia-Chi Chao⁴

¹Department of Counseling and Clinical Psychology, National Dong Hwa University

²Graduate Institute of International Affairs and Strategic Studies, Tamkang University

³Department of Aeronautics and Astronautics, ROC Air Force Academy

⁴Department of Mechanics, ROC Military Academy

Abstract

The influence of the nitration temperature on the orientation of a nitro group is in certain case rather marked. The nitration temperature has considerably effect on the position of the nitro in an aromatic nucleus. Nevertheless, keep the desired temperature constant is of greatest importance from the viewpoint of safety and of purify of the product. The use of too high a temperature causes the reaction to proceed violently. At high temperature by-products, especially oxidation product, are readily formed. The oxidation reactions are accompanied by the evolution of nitrogen dioxide. This is why the temperature must be kept as low as possible, especially at the initial stage of reaction when the substance is not yet or only at the initial stage of the nitration. The safety limit of temperature depends on the chemical structure of the compound being nitrated. For example, in the nitration process of RDX, temperature near 15~25°C and over are considered dangerous. Esterification with nitric acid should be carried out at temperature close to room temperature or lower. If a nitrator is equipped only with a cooling or heating system, the ratio of the heat exchange area to the nitrator capacity depends on both. When the capacity is cubed the surface area is squared. Thus, when the design of a update plant are adjusted the heat exchange area may no longer be adequate. Then a new heat balance calculation must be provided. This paper describes the detail.

Key words : RDX, nitration, reaction, cooling