

乾式洗滌塔 (Dry scrubber) 與電子光束 (Electron Beam) 整合以控制煙道氣 除硫／硝 (SO_2/NO_x) 之可行性評估

張 瑞 進*

摘要

本文是介紹一電子光束在乾式煙道氣除硫系統 (FGD) 之噴乾器與袋式過濾器 (bag house filter) 之間以提高氮氧化物 (NO_x) 和二氧化硫去除效率之新技術。基本上，此光束用於激發 (excite) 氣體分子，促進 SO₂ 和 NO_x 轉化成硫酸和硝酸，進而達到易與鈣化合物反應，並從袋式過濾器除去之目的。由經濟效益之評估得知，此技術具有節省石灰和電力之優點。

一、引言

傳統煤炭燃燒爐之煙道氣脫硫系統一般是採用石灰 (lime) 或石灰石 (limestone) 濕式洗滌器，此法之優點為可燃燒各種不同含硫煤。1981年，根據 Research Cottrell 幾位專家之研究結果⁽¹⁾指出，使用乾式二氧化硫吸收塔 (absorber) 與袋式過濾器整合之乾式洗滌法，在處理低硫煤方面，可有效取代濕式洗滌法。

乾式二氧化硫洗滌系統中最主要的兩項設備是去除二氧化硫之噴霧反應器 (spray reactor) 和去除塵粒之袋式過濾器。當石灰漿 (slurry) 由噴乾器與煙道氣接觸時，煙道氣中之二氧化硫與石灰產生反應形成乾式亞硫酸鈣 (CaSO₃) 或硫酸鈣 (CaSO₄)。

乾式 FGD 優於濕式 FGD 主要在於由乾式系統所產生之固體廢棄物可利用飛灰處理系統處理，免除污泥 (sludge) 處理系統之困擾。但是，乾式法所使用石灰吸收劑遠較濕式之石灰石昂貴，尤其當處理高二氧化硫濃度 (1000~2000 ppm) 時必須使用較多量石灰，所以使用乾式法較不符合經濟效益。此外，Ca/S 之理論莫耳比 (stoichiometric mole ratio) 隨二氧化硫之濃度增加而增加，因此石灰有效利用程度漸漸降低，對乾式法更加不利。

然而乾式法在處理高濃度二氧化硫之不利情況可藉加裝電子光束之照射而獲得顯著改善

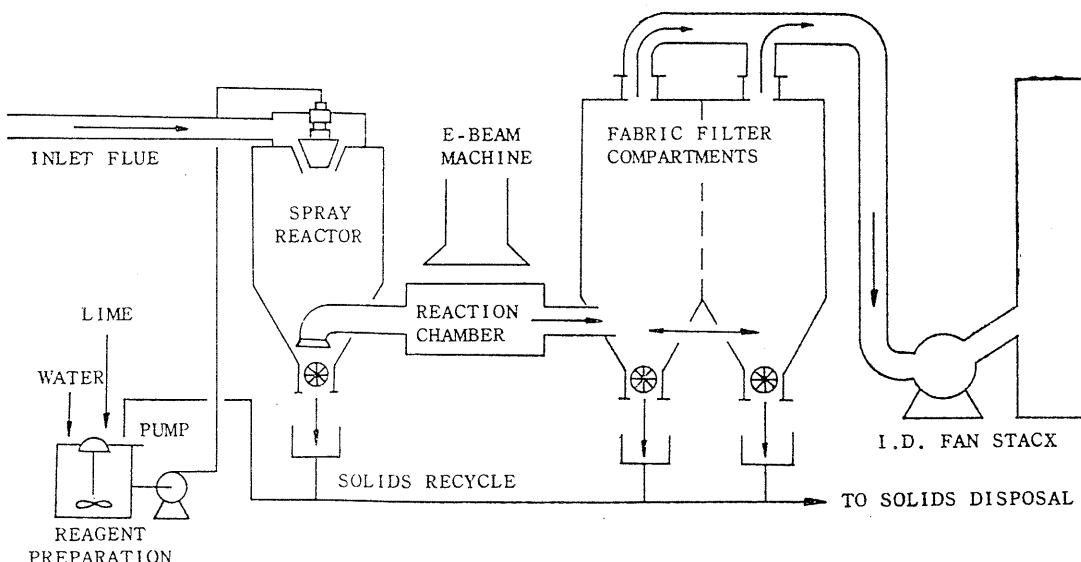
* 工業技術研究院能源與礦業研究所研究員

。高能量電子之效應仍用於激發煙道氣體分子，產生大量且具活性的游離基 (radical)，離子和二次電子。這些帶氧原子的光束可氧化煙道氣中二氧化硫和 NO_x 成為較高氧化態之酸，導致易與過量石灰或鹼性飛灰產生反應。因此電子光束之輔助效應為提高 SO₂ 之去除同時達到高效率 NO_x 的去除。簡而言之，這種方式之效益有三，(一)更有效的利用石灰，(二)擴展至使用高硫煤的洗滌及(三)具有達到未來NO_x排放之標準。

Bush 之研究⁽²⁾指出，這種經 E-光束處理之效率隨著光束劑量 (dosage) 及煙道氣特性而改變，即加入一劑 megarad 量光束可除去超過 50% SO₂ 和 90% NO_x。由於氣體在低溫度和高濕度下將提高 E-光束之化學轉化率，因此 E-光束室應裝置於噴乾反應器之下游，如此，光束效應將因噴乾器出口之氣體具低溫和高濕度而顯著提高。E-光束照射過程亦產生塵粒，因此袋式過濾器須負起收集飛灰與噴乾器和 E-光束所產生之團體等多重功能。因此，電子光束程序將提高噴乾反應器之經濟效益，且由於 E-光束程序至少除去一半之 SO₂，噴乾反應器將不須達到較高量 SO₂ 之去除，所以亦可達到高效率石灰之利用。

二、化工程序之考慮

噴乾反應器和 E-光束室之性能受許多相同操作因素之影響。為了解這兩種裝置之相乘效應 (synergism)，首先須了解這些因素對各裝置的影響。圖一所示為煙道氣經過產生物理與化學變化系統之流程。



圖一 噴乾器和電子光束系統

假設進口煙道氣組成如表一所示，當石灰漿在噴乾器中因蒸發作用與 SO₂ 和 CO₂ 形成固體 CaSO₃，CaSO₄ 和 CaCO₃ 等產物，其中部份產物和飛灰將掉落在噴乾器底部，但是大部份仍隨著氣體排出，其組成亦列於表一。

從噴乾器排放之氣體進入 E-光束反應室時，在噴乾室中未受影響之氮氧化物將被氧化成硝酸。此外，在表一所列噴乾器出口條件下，90% NO_x 將被轉化，而硝酸也將形成氣體

表一 煙道氣組成份之例 (Vol. %)

	噴乾器進口	噴乾器出口
溫度	150°C	66°C
N ₂	72%	70%
O ₂	5%	4%
CO ₂	13%	12%
H ₂ O	10%	14%
SO ₂	1000 ppm	360 ppm
NO _x	350 ppm	350 ppm
飛灰	4.6gm/ACM	3.7 gm/ACM
CaSO ₃	—	1.4 gm/ACM
CaSO ₄	—	0.7 gm/ACM
CaCO ₃	—	0.7 gm/ACM
Ca(OH) ₂	—	0.7 gm/ACM

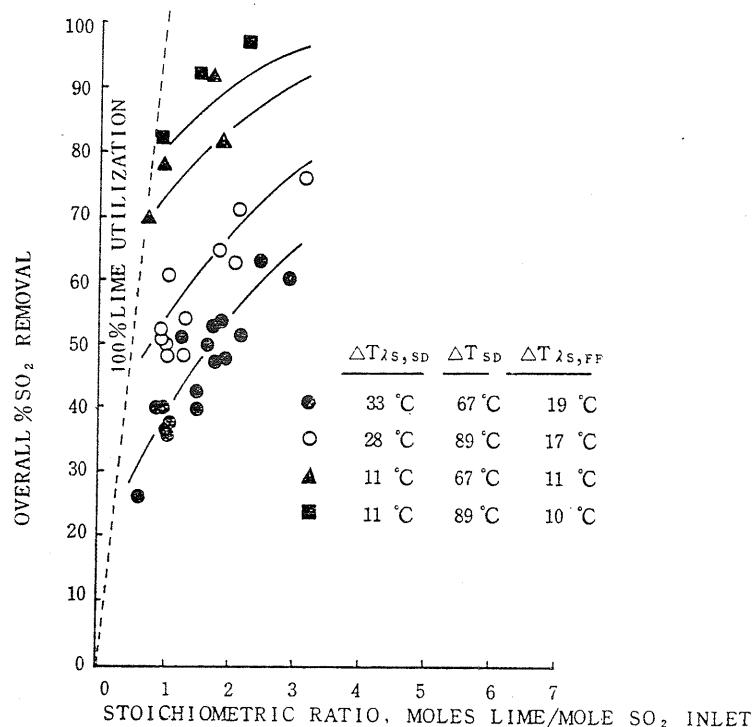
。除了 NO_x 去除外，E-光束效應亦可轉化在噴乾器中未反應之 SO₂，此 SO₂ 部份將被轉化成硫酸，而在 E-光束室之條件下，主要是形成液態之煙霧質 (aerosol)。

因此，從 E-光束室之排放物包含飛灰及鈣化合物如固態煙霧質，硫酸霧和硝酸氣體。硝酸氣體易與飛灰中之氫氧化鈣，碳酸鈣或氧化鈣反應，因此大部份硝酸在進入袋式過濾器前將已經轉化成硝酸鈣。當硫酸以霧相 (aerosol phase) 存在時，部份硫酸霧將與氫氧化鈣，碳酸鈣或氧化鈣反應形成硫酸鈣。但是，大部份硫酸霧仍由於低流動性 (mobility) 之關係，在進入袋式過濾器前均以霧相存在。

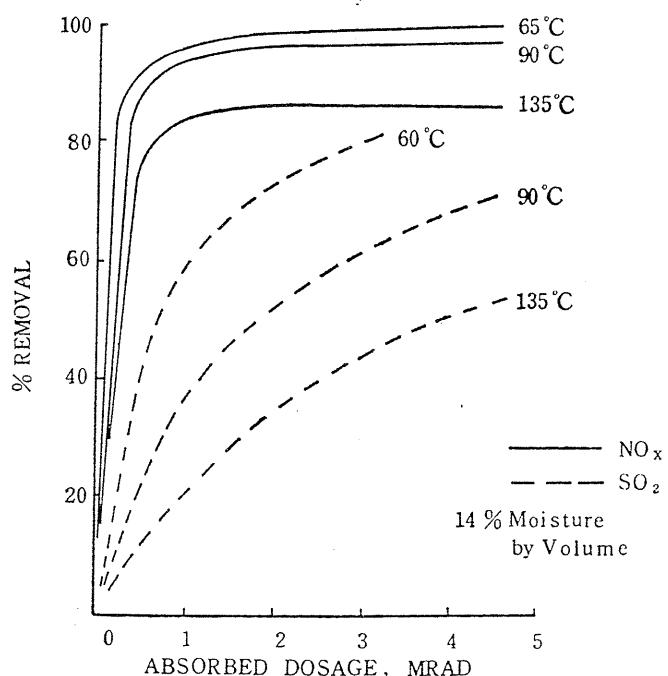
當進入袋式過濾器後，氣體必須通過濾餅才能經煙囪排出。由於氣體通過濾餅時會造成非常密切之接觸，因而煙道氣中殘存之硝酸氣體實際上將與濾餅反應形成固體硝酸鈣。另外，硫酸霧將被濾餅過濾，進而反應形成硫酸鈣。

綜合上述，經由E-光束室，煙道氣中所含 SO₂ 和 NO_x 實際上已轉化成酸，並進一步轉化成硫酸鈣和硝酸鈣，最後再經袋式過濾器達到固氣分離。

在 SO₂ 和 NO_x 轉化成 CaSO₃ 和 Ca(NO₃)₂ 之步驟中，最重要之因素在於噴乾器中石灰有效利用程度和所須之電子光束劑量。理論上，每一莫耳氧化鈣將與一莫耳 SO₂ 反應產生一莫耳硫酸鈣，但在實際操作中通常需使用過量石灰；在某些條件下，甚至一半以上之石灰量未參與反應，此約等於 2.6 莫耳/KWH 之電力操作費用。從圖二之結果⁽³⁾ 顯示，石灰有灰量未參與反應，此約等於 (a)SO₂ 去除量之降低而增加，(b) 通過噴乾器溫差 (ΔT_{SD}) 之增加而增加或效利用百分比隨 (c)SO₂ 去除量之降低而增加。換言之，若降低 SO₂ 去除效率，提高通過噴乾器溫差 ($\Delta T_{AS, SD}$) 之降低而增加。



圖二 噴乾器之操作性能

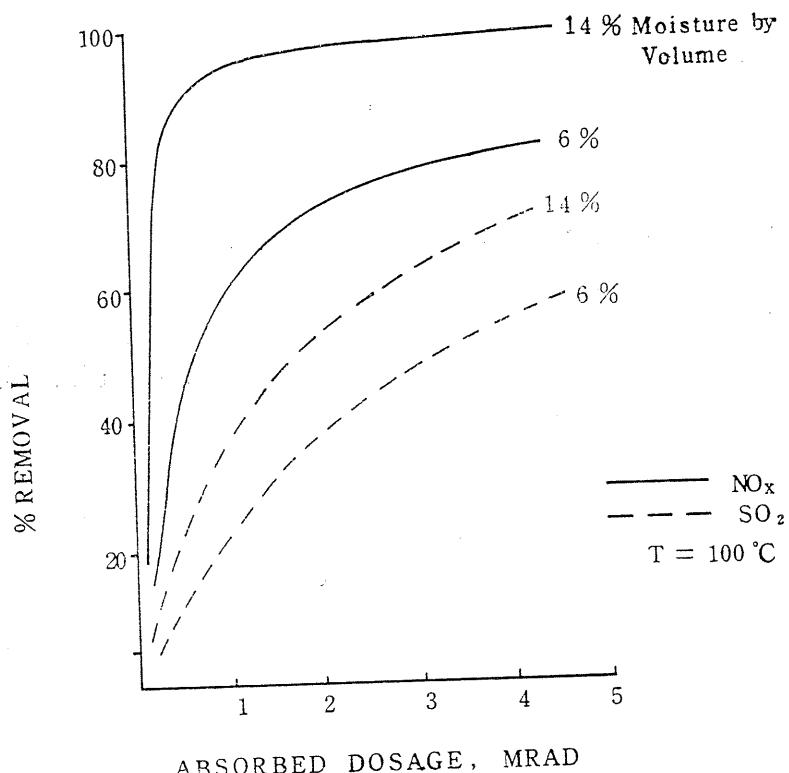


圖三 溫度對 SO₂ 和 NO_x 去除效率之影響

乾器之溫差和達到排煙道氣飽和度之製程，將可提高石灰有效利用程度。

E-光束處理煙道氣主要受光束劑量，氣體溫度和濕度之影響。圖三顯示 SO_2 和 NO_x 之轉化率與光束劑量和氣體溫度的關係，而圖四則顯示轉化率與劑量和氣體濕度之關係。從這些結果得知，在定量吸收劑下， SO_2 和 NO_x 轉化率隨溫度的降低和濕度的增加而增加；因此若欲提高 E-光束反應器之功能，噴乾器出口之煙道氣應保持低溫並具高濕度。從另一角度而言，E-光束之照射能量可加熱氣體，因此可視為再加熱 (reheat) 之設計。也因為這種再加熱功能，電子光束照射將使煙道氣更易達到絕熱飽和，並提高石灰之有效利用程度。

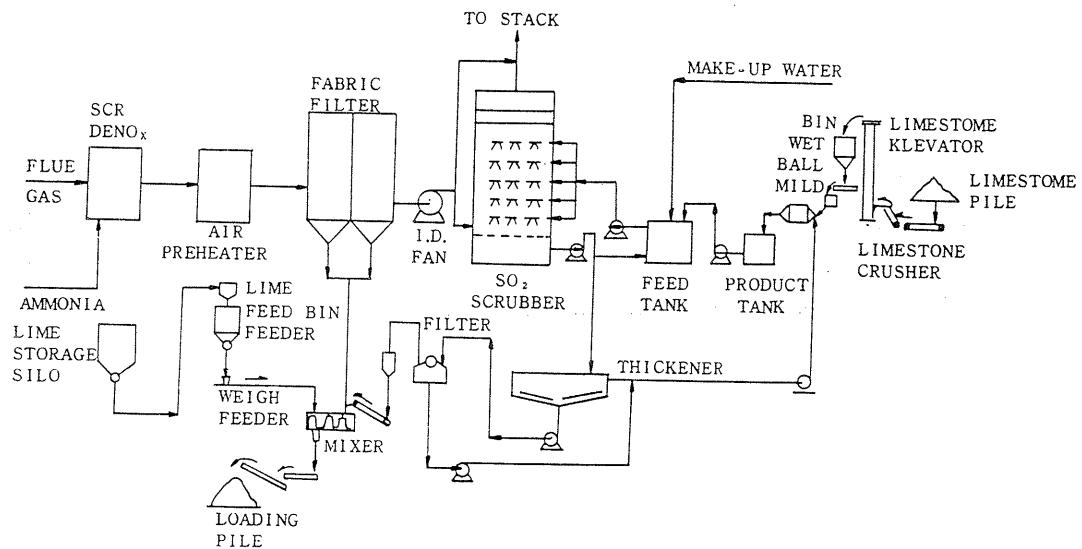
由此可見，噴乾器與電子光束是相輔相成之設計，彼此可提高相互之操作效率。



圖四 濕度對 SO_2 和 NO_x 去除效率之影響

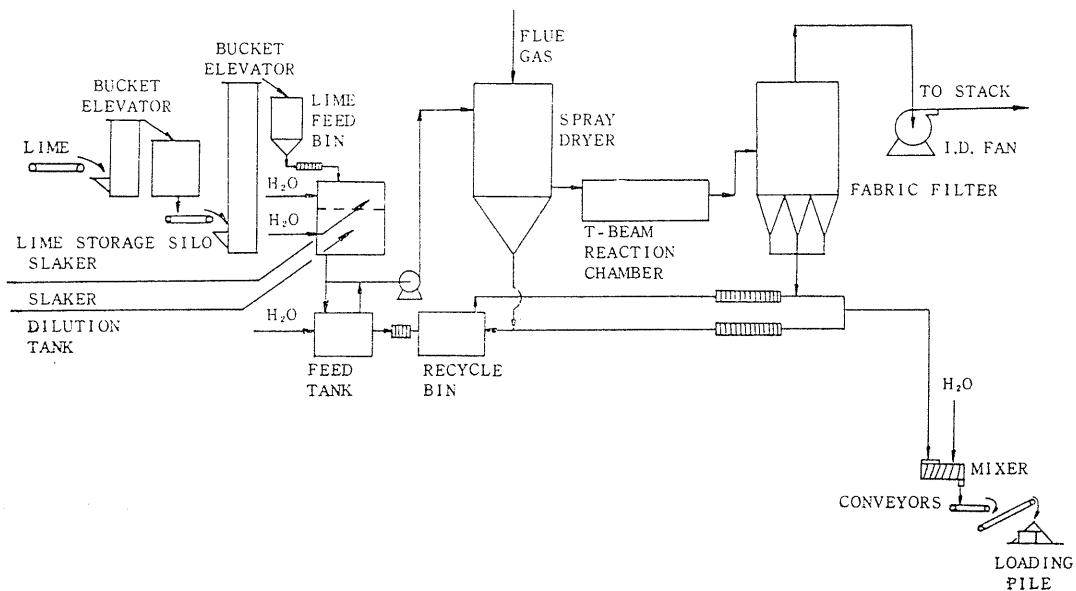
三、經濟效益之評估

為評估噴乾器/E-光束整合去除 SO_2/NO_x 系統之可行性，本文將其與一設備投資相等之商用系統做經濟效益之比較⁽⁴⁾。此商用系統如圖五所示包括一選擇性觸媒還原 (SCR) 脫硝設備與一濕式石灰石 SO_2 洗滌塔。SCR 脫硝設備乃是在煙道氣中加入氨 (ammonia) 並藉適當之觸媒還原 NO_x 成氮氣和水。由於此還原反應須利用煙道氣所具有的高溫，因此 SCR 設備須放置於空氣預熱器 (air preheater) 之上游。煙道氣經空氣預熱器後，進入除塵之袋式過濾器，然後再進行濕式 FGD 除硫。



圖五 SCR/石灰石洗滌塔去除 NO_x/SO_2 系統

噴乾器／E-光束之製程如圖六所示。煙道氣在噴乾器中與霧化之石灰漿接觸並吸收部份 SO_2 後，進入 E-光束室將 NO_x 和殘餘 SO_2 氧化成酸。最後，經由袋式過濾器達到塵粒去除和酸性中和，以達到潔淨空氣之排放。



圖六 噴乾器／電子光束去除 SO_2/NO_x 系統

由於固體廢棄物之處理相似，因此這兩種煙道氣處理系統之主要比較是(一)噴乾器，E-光束，袋式過濾器 (SD/EB)，和(二)SCR，袋式過濾器，石灰石洗滌塔 (SCR/LS)。

表(二)列為一 500 MW 發電鍋爐採用含 2 % 硫之燃煤，其煙道氣淨化系統之年操作費用。除了設備投資外，SCR/LS 系統之觸媒和 SD/EB 系統之電力費用最高。觸媒之壽命取決於飛灰和硫酸銨之阻塞 (plugging) 和度⁽⁵⁾，本文是以一年之壽命計算。電力費用與光束劑量成正比，假設光束之有效程度為 80%，500 MW 之發電量約須 50 megarad 光束劑量。

表二 年操作費用之比較

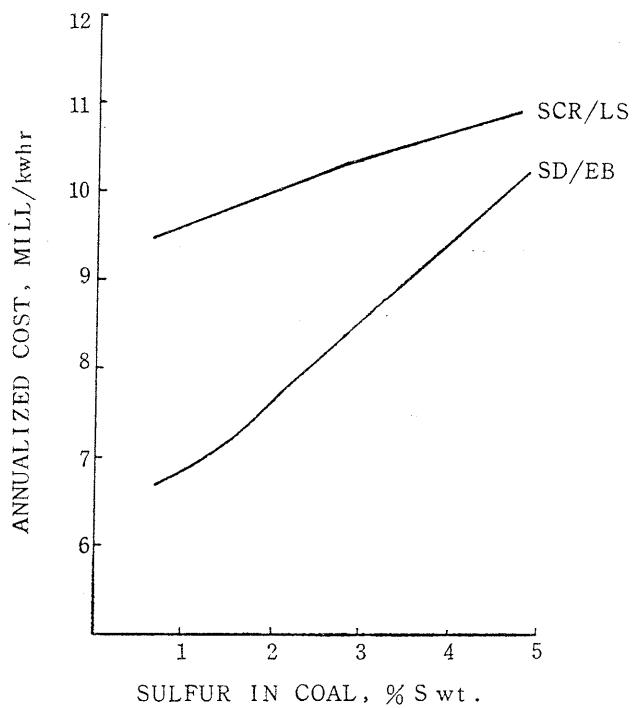
(仟元，1981)

	SCR/LS	SD/EB
石 灰	—	3,116
石 灰 石	514	—
氯	748	—
觸 媒	10,100	—
電 力	2,958	6,023
水	168	170
維 修	3,549	2,085
操 作	858	733
管 理	2,730	1,764
設 備 投 資	13,222	12,996
共 計	34,847	26,887
釐/KW, hr	9.96	7.68

當燃煤含硫量增加，對 SD/EB 系統而言，石灰用量，處理石灰和固體廢棄物之設備成本和運轉電力等費用均將增加，如此，亦使得全部費用隨之增加。如圖七所示，SCR/LS 系統之費用隨燃煤含硫量之增加而增加的趨勢，遠較 SD/EB 系統緩慢，主要因為石灰石遠較石灰便宜。總之，SD/EB 系統在使用 5 % 以下之含硫煤，其運轉費用較 SCR/LS 約低 10~30%。

四、結論

本文所提之噴乾器／電子光束系統與商用 FGD 系統比較，具有經濟效益之競爭性。在處理不同含硫煤時，噴乾器／E-光束系統之全部費用將較 SCR 脫硝／石灰石洗滌塔除硫系統約低 20%，即每瓦特發電量其操作費用約低 1.5 美元。因此，噴乾器／E-光束系統是提供一節省石灰和電力之煙道氣除硫／除硝之技術。



圖七 年操作費用之比較

五、參 考 文 獻

1. Stevens, N. J., G. B. Manavizadeh, G. W. Taylor, and M. J. Widico (1981). "Dry SO₂ Scrubbing Test Program", U. S. EPA, Contract NO. 688-02-3190.
2. Bush, J. R., L. N. Menegozzi, P. L. Feldman, R. D. Evans, and H. I. Milde (1980). "Removal of NO_x and SO₂ from Flue Gases Using Electron Beam Irradiation" U. S. DOE Contract NO. EP-78-C-02-4902.
3. Helfritch, D. J., P. L. Feldman, A. B. Ray, J. R. Morgan, G. A. Hildreth (1982). "The removal of SO₂ and NO_x form Flue Gas by Means of Spray Dryer/Electron Beam Combination-A Feasibility Study". U. S. DOE, Contract NO. DE-Fcol-81 FE15079.
4. Helfritch, D. J., P. L. Feldman (1981). "Flue Gas SO₂/NO_x Control by Combination of Dry scrubber and Electron Beam", US. DOE, Contract NO. DE-FC 21-81 FE15079.
5. Jensen, F. E. (1986). "Catalytic Combustion and Desulfurization of Polluted Air and Exhaust Gases by the Topse and WSA-2 processes", Symposium on pollution control, Taipei, 28th october, 1986.