

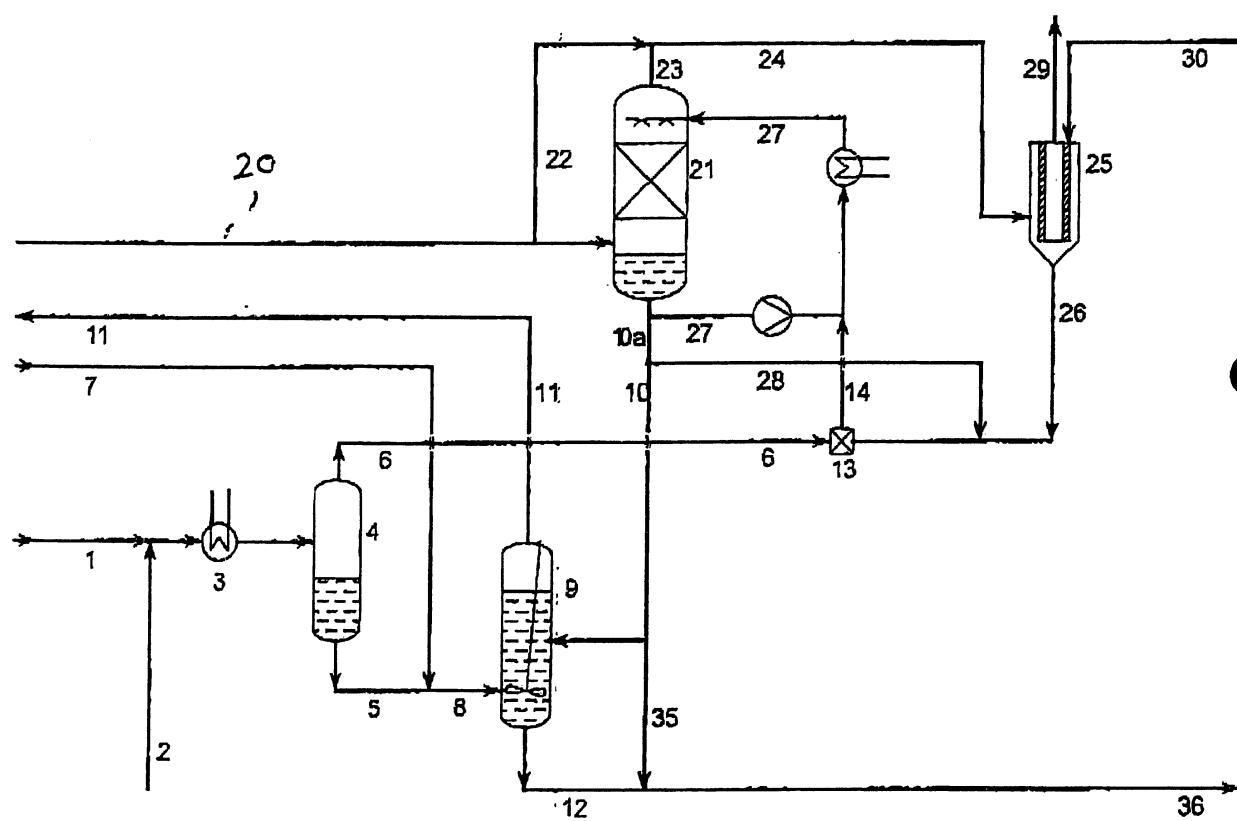


圖 1

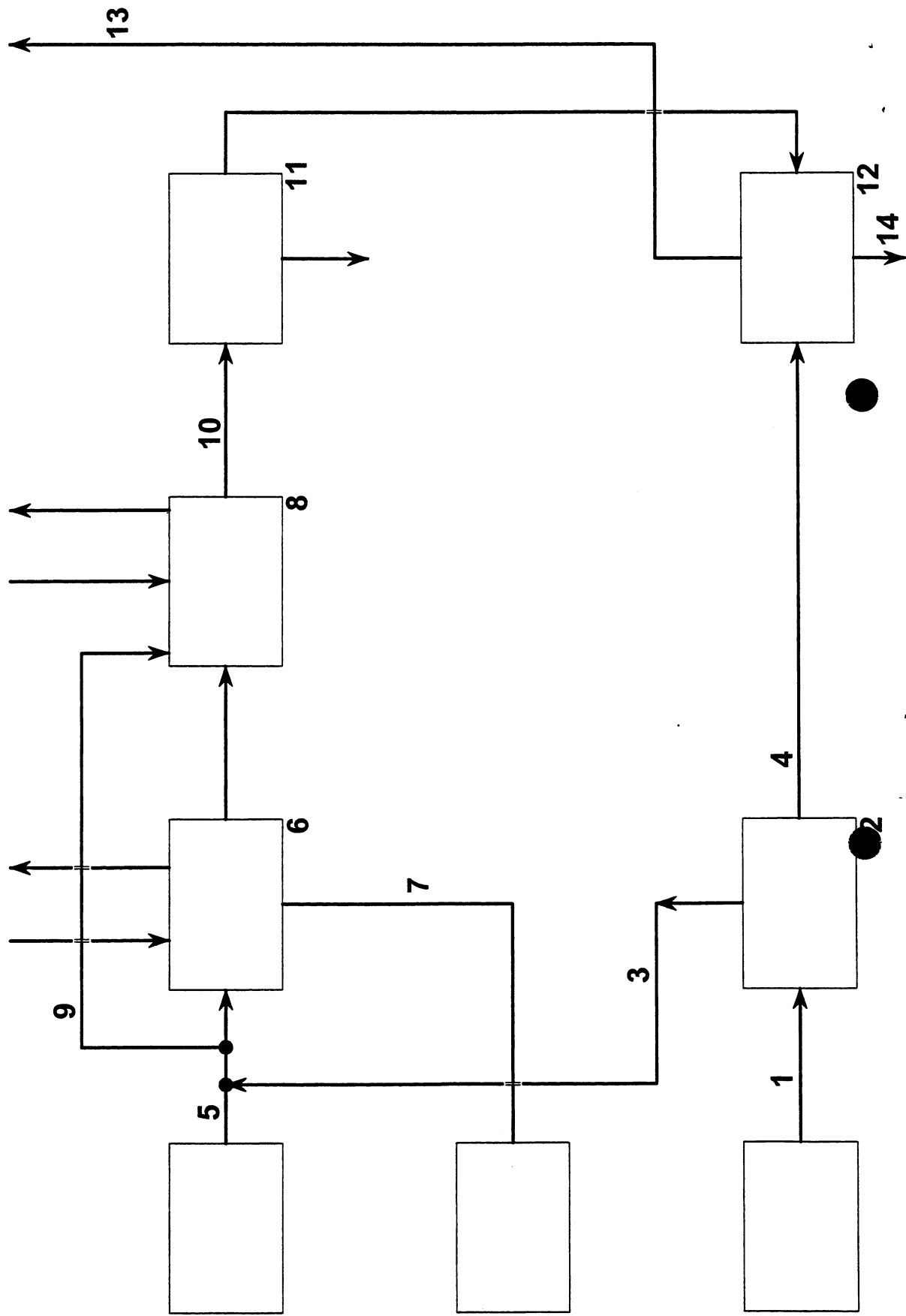
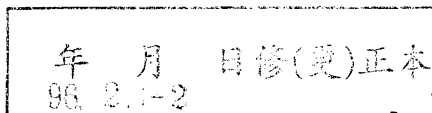


圖 2



I280227

發明專利說明書

(本說明書格式、順序及粗體字，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※ 申請案號：92116641

※ 申請日期：92.6.19

※IPC 分類：C01B17/64

壹、發明名稱：(中文/英文)

生產硫代硫酸銨的方法

Process for Production of Ammonium Thiosulphate

貳、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

哈爾德杜薩公司 / Haldor Topsøe A/S

代表人：(中文/英文)

喬吉歐·吉羅拉 / GIROLA, Giorgio

住居所或營業所地址：(中文/英文)

丹麥，寧格拜 DK-2800，尼摩爾伊維傑 55 號

Nymøllevej 55, DK-2800 Kgs. Lyngby, Denmark

國 籍：(中文/英文)

丹麥 / Denmark

參、發明人：(共 2 人)

發明人 1：

姓 名：(中文/英文)

彼得·史古拜 / SCHOUBYE, Peter

住居所地址：(中文/英文)

丹麥 DK-2970 威德貝克市 雷爾凱街 9 號

Lærkevænget 9, DK-2970 Vedbæk, Denmark

國 籍：(中文/英文)

丹麥 / Denmark

發明人 2：

姓 名：(中文/英文)

克爾特·阿格貝克·克里斯鈞森 / CHRISTENSEN, Kurt Agerbæk

住居所地址：(中文/英文)

丹麥 DK-3460 伯克羅德市 諾德發格街 4 號

Nordvangsparken 4, DK-3460 Birkerød, Denmark

國 籍：(中文/英文)

丹麥 / Denmark

肆、聲明事項：

☐ 本案係符合專利法第二十條第一項 ☐ 第一款但書或 ☐ 第二款但書規定之期間，其日期為： 年 月 日。

◎本案申請前已向下列國家（地區）申請專利 ☒ V 主張國際優先權：

【格式請依：受理國家（地區）；申請日；申請案號數 順序註記】

1. 丹麥；2002.06.20；PA 2002 00950

2.

3.

4.

5.

☐ 主張國內優先權（專利法第二十五條之一）：

【格式請依：申請日；申請案號數 順序註記】

1.

2.

☐ 主張專利法第二十六條微生物：

☐ 國內微生物 【格式請依：寄存機構；日期；號碼 順序註記】

☐ 國外微生物 【格式請依：寄存國名；機構；日期；號碼 順序註記】

☐ 熟習該項技術者易於獲得，不須寄存。

玖、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明係有關於一種從含有 H_2S 和 NH_3 的廢氣連續生產硫代硫酸銨(ATS)濃縮溶液的方法，該廢氣例如為精煉的 SWS(酸水汽提塔)氣體，且含有 NH_3 連同 H_2S 的氣流和 H_2S 的氣流。

根據本發明之方法是以僅使用 SWS 氣體裡的 NH_3 來生產高純度 ATS 溶液做區別，以使在本方法處理的 SWS 氣體中，每含 1kg 的 NH_3 可生產出 7.25 kg 之 60% 的 ATS 溶液。此外，當根據本發明的方法使用克勞斯設備(Claus plant)的排出氣體作為處理之 SO_2 來源時，克勞斯設備與 ATS 設備的總硫回收率可提高到 99.95% 以上，而克勞斯設備的硫回收率僅需介於 86 至 95% 即可。

【先前技術】

習知藉由使亞硫酸銨溶液與液體形式的硫，或與硫化物或多硫化物水溶液反應以生產 ATS 水溶液，如 Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology，第四版，1997 年，第 24 卷，第 62 頁中以及美國專利第 2,412,607；3,524,724 與 4,478,807 號中所描述。

另可由美國專利第 3,431,070 號得知一種在連續式方法中，從含有 H_2S 、 NH_3 和 SO_2 之氣態進料流生產 ATS。依此發明之方法，ATS 和硫是在三個吸收步驟中以含有 H_2S 和 NH_3 的第一氣態進料流與含有 SO_2 的第二氣態進料流生

產的。於第一吸收器中， NH_3 和 H_2S 被分離於 H_2S 廢氣流和富含 NH_3 的 ATS 溶液中。該溶液的主要部分被流到第二吸收器，並於第二吸收器中與富含 SO_2 的氣態進料流接觸，同時形成被排出的廢氣與富含 ATS 和亞硫酸銨的溶液。該富含 ATS 和亞硫酸銨的溶液於第三吸收器中與來自第一吸收器的 H_2S 氣體及視需要加入之額外的 H_2S 接觸。在移除於第三吸收器中所形成的硫之後，將大部分於第三吸收器中形成的 ATS 溶液回收到第一吸收器，而少部分則在形成 ATS 產物溶液之第一吸收器中與在第一吸收器中生成之該富含 NH_3 的 ATS 溶液餾份混合。

此方法主要有三項缺點：在第三吸收器中會形成元素硫，且必須將其由溶液分離出，從第三吸收器排出的廢氣具有高濃度的 H_2S ，及此方法因使用三個整合的吸收步驟而顯得複雜。

由 EP 0 928 774 A1 亦知從含有 NH_3 、 H_2S 和可能的 SO_2 之氣態進料流生產 ATS 水溶液。依此專利之方法，可於包含一個或二個連續吸收器的第一吸收步驟中，以 NH_3 和 SO_2 生產亞硫酸銨 (AHS) 的濃縮溶液。該溶液可於第二吸收步驟中與 H_2S 和 NH_3 的氣態混合物接觸，形成 ATS 產物溶液。

此方法的主要缺點在於其需要由外部輸入 NH_3 。

此外，由丹麥專利第 174407 號可得知一種方法，其中僅使用 SWS 氣流內的 NH_3 作為生產 ATS 的 NH_3 來源，來生產 ATS。

於該方法中，每含 1 莫耳 NH_3 即含有超過 0.33 莫耳 H_2S 的第一進料流，典型為 SWS 氣體，在管路 18 中與亞硫酸鹽溶液流接觸，管路 18 係繪於該專利申請案之圖 1 與圖 2 的用於生成 ATS 之反應器 A1 中。然而，實驗顯示反應器中為從亞硫酸鹽生成 ATS 而存在過量的 H_2S 將導致產物溶液中存在自由硫化物(管路 12)，其中部分回收(管路 17)到 SO_2 吸收器(A_2)，其中硫化物於此分解而在吸收器流出氣體(管路 19)中產生 H_2S 。另外，大量被循環至 SO_2 吸收器以及流回反應器(管路 17-18)之溶液(管路 13)也是此方法的缺點。

【發明內容】

本發明之目的在於建立一種改良之生產 ATS 的方法，其中，進料流中超過 99.9% 的全部硫和全部 NH_3 皆回收成為 ATS，而無任何上述之缺點。

本發明係關於一種由 NH_3 、 H_2S 和 SO_2 連續生產硫代硫酸銨， $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ (ATS)，的方法，包含以下步驟：

(a) 於部分冷凝器 4 中，部分冷凝含有 H_2O 、 H_2S 和 NH_3 的第一氣態或部分液態的進料流，其中 H_2S 和 NH_3 的莫耳比小於 0.4，較佳在 0.1-0.25 的範圍；

(b) 將來自部分冷凝器 4 之含有 NH_4HS 和 NH_3 的含水冷凝液，經由管路 5 輸送至反應器 9 中，於該反應器 9 內，該冷凝液與經由管路 7 供應之含有 H_2S 的第三氣態進料流及含有 NH_4HSO_3 (AHS) 和經由管路 10 供應的

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ (DAS)的水溶液接觸，以形成經由管路 12 流出該反應器的 ATS 水溶液；

(c) 將含有 NH_3 和 H_2S 的氣流由該部分冷凝器 4 經由管路 6 輸送至混合裝置 13，於該混合裝置 13 內，該氣流係完全溶解於從氣溶膠過濾器 25 排出且經由管路 26 而排至混合裝置 13 的水中；

(d) 將管路 20 中之第二氣態進料流輸送至 SO_2 吸收器 21 與該氣溶膠過濾器 25 中，該第二氣態進料流原則上為當第一進料流中每含 1 莫耳 NH_3 時係含有 $2/3$ 莫耳 SO_2 ；

(e) 將該混合裝置 13 內產生的水溶液經由管路 14 輸送至 SO_2 吸收器 21；

(f) 將來自吸收器 21 之廢氣經由管路 23 和 24 輸送至氣溶膠過濾器 25，其中將獲得約 60 wt%(40-65 wt%)ATS 水溶液所需要之平衡數量的水經由管路 30 加入氣溶膠過濾器 25 中，其中該 ATS 係經由管路 12 從反應器 9 移除。

步驟(e)較佳可以將該水溶液加入 SO_2 吸收器的液態循環迴路 27 來實施。

【實施方式】

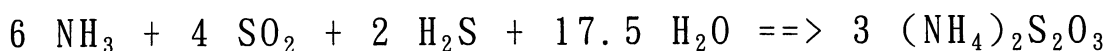
參照圖 1，將於管路 1 中經分餾的 SWS-氣體的第一進料流（其包含例如 6 kmole/h NH_3 以及 1.1 kmole/h H_2S 與 2 kmole/h H_2O ），以管路 20 中之含有 SO_2 以及水蒸氣和惰性成分（例如 N_2 、 CO_2 、和 O_2 ）的第二氣態進料流，

以及在管路 7 中之含有 H_2S 的第三氣態進料流進行處理。本方法所需之進料水由管路 30 供給入氣溶膠過濾器 25 中。一些進料水也可由管路 2 加入第一氣態進料流中。進料流中超過 99.95% 的 NH_3 和 SO_2 之數量可由經由管路 36 而從離開本程序的產物 ATS 流體中回收。如此，從管路 29 離開本程序的廢氣含有可忽略量的 SO_2 ，且基本上不含 NH_3 和 H_2S 。

從精煉廠得到的原始 SWS 氣體通常具有 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ 的莫耳比為約 1:1，而比本程序可直接使用的還高。因此，原始 SWS 氣體必須先以習知方法於管柱中分餾（未顯示於圖中），以提供管路 1 的進料氣流是具有每 1 莫耳 NH_3 含有低於約 0.35 莫耳 H_2S 的進料氣體，較佳地 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ 的莫耳比在 0.1-0.25 的範圍。來自該分餾的其它二個排出流體（未顯示於圖 1）為 H_2S （其可用來補充流體 7），以及實際上的純水。本方法之實驗顯示，當流體 1 的 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3 > \text{約} 0.35$ 時，要避免自由硫化物存在管路 36 的 ATS 產物流中及/或避免 H_2S 存在管路 29 之本程序排出氣體中將是非常困難或是不可能的。在進料流中，約 $1.1:6=0.18$ 的 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ 比例看起來是非常適合實施本發明的方法。

為從含 6 kmole NH_3 的第一進料流生產 60%ATS 溶液，在進料流中所含有的 H_2S 、 SO_2 和 H_2O 的量可由整體程序的質量均衡計算出：

方程式(1)：



+ 16.5 H₂O ,

相當於以下數量 (單位為 kg) :

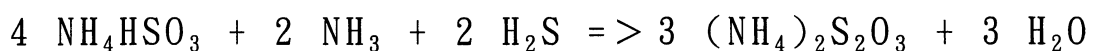
程式(1a) :

102.14 kg NH₃ + 256.24 kg SO₂ + 68.16 kg H₂S +
315.32 kg H₂O

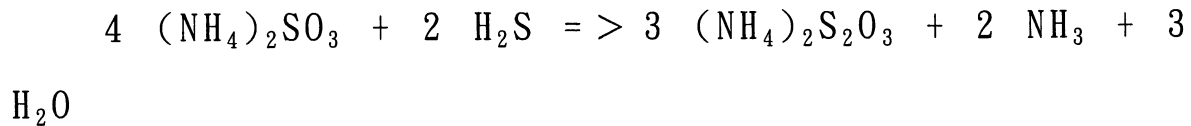
可得到 741.86 kg 60%的 ATS 溶液。

在管路 1 中之含有 6 kmole NH₃、1.1 kmole H₂S 以及 2 kmole H₂O 的第一進料流係在冷卻器 3 中冷卻至 20℃至 60℃之間的溫度，或低於分離器 4 上游的露點。於分離器 4 中，第一進料流被分成由管路 5 離開的水溶液及由管路 6 離開的氣體，其中該水溶液包含幾乎溶於全部進料流 1 水中的 NH₄HS 和一些 NH₃，而由管路 6 離開的氣體包含大部分的 NH₃ (約 4.6 kmole NH₃) 和少量的 H₂S (約 0.1kmole H₂S)。水可在分離器 4 上游的管路 2 加入，但於本實例中，在此處加入本程序的水量定為零。在本實例中，包含 1.0 kmole NH₄HS、0.4 kmole NH₃ 與 2 kmole H₂O 的液態流體 5 流入反應器 9，並於反應器 9 中與 (0.9+x) kmole H₂S (如下定義之第三進料流，並由管路 7 輸入) 及含有 0.15 kmole ATS、3.3 kmole AHS (AH₄HSO₃)、0.5 kmole DAS ((NH₄)₂SO₃)和 11.65 kmole H₂O 的液態亞硫酸鹽流體 10 反應。於反應器 9 中，ATS 將以主要的反應生成：

方程式(2)：



方程式(3)：



結果形成 741.8 kg 60%的 ATS 溶液，其是由管路 12 離開反應器。

可將過量的 x kmole H_2S 加入 0.9 kmole H_2S 的進料流中，而構成管路 7 內的第三氣態進料流，以加快反應 2 和 3 的速率。此 x kmole H_2S 構成相當於本程序所需 H_2S 量的 0-10%，並經由排出管路 11 排出反應器。

可由管路 35 將額外的亞硫酸鹽溶液加入具有例如組成 60% ATS (3 kmole 的 ATS 與 16.5 kmole 的水)的 ATS 產物溶液，以使流體 12 中可能微量的硫化物或 H_2S 完全轉化為 ATS，和/或在由管路 36 離開本程序的產物 ATS 溶液中加入 0-2%的 DAS。為簡化的緣故，在本實例中，未由管路 35 加入亞硫酸鹽。管路 12 和反應器 9 內溶液之 pH 值典型會在 7.6-8.6 的範圍。

來自冷凝器 4 之廢氣 (4.6 kmole 的 NH_3 和 0.1 kmole 的 H_2S) 被輸送至混合裝置 13，並於此處完全溶解於來自氣溶膠過濾器 25 的水流體 26 中。流體 26 通常含有至少 0.1 kmole 的 AHS，其係依照生成 ATS 的方程式 2 與流體 6 中的 H_2S 和 NH_3 反應。將少部分離開 SO_2 吸收的亞硫酸鹽溶液經由管路 28 加入流體 26，以確保水流體 14 中所有的 H_2S 和硫化物於加入 SO_2 吸收迴路 27 之前完全被移除。經由管路 28 加入過量的亞硫酸銨也可將流體 14 的 pH 值維

持在約 9.2 以下。如果流體 14 的 pH 值高於 9.2（由於在該流體中高濃度的 NH_3 ），可能會抑制從硫化物形成 ATS，而導致 SO_2 吸收器 21 內釋放出 H_2S ，並使吸收器的廢氣中含有 H_2S 。

本程序所需的 SO_2 流體（第二氣態進料流）由管路 20 供給入 SO_2 吸收器 21，在 SO_2 吸收器 21 裡， SO_2 原則上是被管路 6 中富含 NH_3 之廢氣中的 NH_3 所吸收，而此廢氣是來自於進料流 1 於 4 內的部分冷凝。依據本實例方程式 1 之整體質量均衡，本程序需要 4.0 kmole 的 SO_2 。由於 SO_2 進料流是來自於上游 H_2S 或其他含硫成分的燃燒，因此管路 20 內的 SO_2 會被含有 N_2 、 CO_2 和 O_2 之惰性氣體以及水蒸氣所稀釋。在圖 1 中，其假設 4.0 kmole 的 SO_2 與約 100 kmole 的惰性氣體和 6 kmole 的 H_2O （其相當於露點為 35-36°C 的 H_2O ）稀釋。

典型的 SO_2 吸收器 21 為固定床吸收器，其中吸收液體於迴路 27 內循環，迴路 27 具有循環幫浦和維持吸收溫度較佳在 35-40°C 的冷卻器，藉此於吸收器和後續的氣溶膠過濾器 25 內不會有 H_2O 的淨冷凝或淨蒸發作用發生。含有 NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 之用於在吸收器 21 內吸收 SO_2 之水溶液，其 pH 值調整為約 5 到約 7.5 之間。 SO_2 吸收器亦可為填充塔或泡罩塔反應器。

在圖 1 之實例中，例如藉由把水噴灑在過濾燭管上來將 15.5 kmole/h 的水供應到氣溶膠過濾器 25 上。由於實際上在管路 29 內之本程序的廢氣中不含有 NH_3 、 SO_2 或氣

溶膠，由管路 10 離開吸收器的水溶液（其是經由管路 28 移出餾份之後）可由質量均衡計算出為 617.2 kg/h 的溶液，且其含有 0.15kmole/h 的 ATS、3.3kmole/h 的 AHS、0.5kmole/h 的 DAS、以及 11.65kmole/h 的 H₂O。此溶液在 40℃ 時的 NH₃ 平衡分壓已被發現為約 10⁻³ bar，其較 SO₂ 的平衡分壓為高。

為回收此 NH₃，藉由使管路 20 中之約 0.1/4=2.5% 的氣流於管路 22 中旁流環繞 SO₂ 吸收器，並使該旁流體加入管路 23 的吸收器排出氣體中，以使 0.1kmol SO₂ 加入 SO₂ 吸收器排出氣體內。NH₃ 和 SO₂ 於器項中反應，形成 AHS 氣溶膠，AHS 氣溶膠過濾器 25 中移除。所有存在於離開 SO₂ 吸收器之氣體中的氣溶膠將會被移出並溶於供給入過濾器的水中。管路 29 內的過濾器廢氣通常包含約 40 ppm 的 SO₂，低於 2 ppm 的 NH₃，且基本上不含 H₂S。

經分餾的 SWS 氣態進料流在部分冷凝器 4 中分離成富含 NH₃ 之氣態流體 6 和液態流體 5 是非常有益的，但嚴格來說並非本程序所必須。

此分離作用原則上可將流體 1 分為將連同流體 7 一起流到 9 的流體 5，以及將於 13 中被混合的流體 6 來取代，主要請參見圖 1。

SO₂ 吸收也可用二個串聯的 SO₂ 吸收器來進行，或者 SO₂ 吸收器 21 可以是起泡 SO₂ 吸收器，其中管路 20 內的進料氣體係使用或不使用圖 1 所示之迴路 27 的外部循環來經由吸收溶液起泡。

第二氣態進料流的一部份可繞過吸收器 21，而與來自吸收器 21、位於氣溶膠過濾器上游的廢氣混合。該部分為每莫耳來自 SO_2 吸收器 21 廢氣中的 NH_3 ，則含有 0.7-1.3 莫耳的 SO_2 。

基本上於本程序中將硫化物完全轉化成 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ ，以及使出口產物流 36 含有所欲的過量 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 與 0-2 wt% 的 NH_4HSO_3 濃度可以藉由下數達成：(1)調整管路 7 內 H_2S 的流速，以於管路 11 獲得小流量的過量 H_2S ，其介於等同於生產 ATS 的 H_2S 量的 0-10% 之間，以及(2)將少部分的流體 10 經由管路 35 繞道至流體 12。換言之，藉由調整第三進料流 7 內 H_2S 的流速，以獲得過量的從反應器 9 流出的 H_2S 流體，且其相當生產 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 所使用之 H_2S 量的 0-10%，而且 SO_2 吸收器 21 內生產的溶液，其一部分 10 被繞道流至由反應器 9 排出的 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 溶液。

本 ATS 程序的實施尤其有益於利用克勞斯設備的廢氣作為本程序所需的 SO_2 來源，此可由圖 2 看出。圖 2 為於精煉廠將克勞斯方法與本 ATS 方法結合以回收硫之概要圖，此精煉廠是以各種氫化和裂解來處理碳氫化合物，以生產 H_2S 和 SWS 氣體。不使用 ATS 方法時，所有 H_2S 和 SWS 氣體則必須在克勞斯設備內處理，且氮必需以大量成本來分解。僅以簡單的 2 個或 3 個床的克勞斯設備是無法回收 95-97% 以上的硫。更高程度的硫回收則需要昂貴的尾氣處理程序。以習知方法將硫回收率提高到 99% 以上是一種與操作成本及能源消耗有關的非常昂貴的投資。然而，利用

簡單的 2 床克勞斯設備的廢氣來作為使用 SWS 氣體生產 ATS 的本發明 ATS 方法中之 SO_2 來源，便可自動達到 99.95% 或以上的總硫回收率，且不會增加操作成本與能源消耗，其如圖 2 所示。

參照圖 2，將管路 1 內包含例如 1 kmole 氨和 1 kmole 硫化氫的 SWS 氣體送入分餾單元 2，在其中將分離成富含 H_2S 的流體 3（其例如具有 2/3 kmole 的硫化氫）以及富含 NH_3 的流體 4（其包含所有的 NH_3 ，及每含 1 莫耳的 NH_3 就有約 0.33 莫耳的 H_2S ）。將富含 H_2S 的流體 3 與具有例如 9 kmole 硫化氫的 H_2S 氣體於管路 5 混合並送入克勞斯設備 6，在其中，大部分的 H_2S 被回收為管路 7 中的硫。克勞斯設備 6 也需要空氣，因而產生蒸汽。硫回收率可以是例如 93.1% 以上。將克勞斯設備的廢氣送入尾氣焚化爐 8，在其中， H_2S 以過量的空氣燃燒成 SO_2 。並產生蒸汽。部分的克勞斯進料氣體係由克勞斯設備周圍的管路 9 繞道（硫化氫旁流）至尾氣焚化爐並燃燒成為 SO_2 。調整管路 9 的旁流，使得當管路 1 的 SWS 氣體中每含 1 莫耳的 NH_3 時，管路 10 內來自焚化爐的廢氣約含有 2/3 莫耳的 SO_2 。為生產濃縮的 ATS 溶液，在冷凝步驟 11 中移除包含於來自焚化爐之廢氣中的水。來自冷凝步驟之廢氣中的 H_2O 含量被降低到 3-10 體積% H_2O ，較佳為 6 體積% H_2O 。來自冷凝步驟之含有約 2/3 莫耳 SO_2 的廢氣係送入根據本發明之 ATS 方法 12，其中 SO_2 與來自分餾單元 2 之富含 NH_3 的流體 4 反應，而移除 SO_2 。經由煙囪將經純化之氣流 13 排出，而產

物 ATS 溶液(例如具有 0.5 kmole ATS 的 60%溶液)則由管路 14 回收。

【圖式簡單說明】

圖 1 顯示根據本發明之從 NH_3 、 H_2S 和 SO_2 中連續生產硫代硫酸銨之方法；及

圖 2 是顯示於精煉廠將克勞斯方法與本 ATS 方法結合以回收硫之概要圖，此精煉廠是以各種氫化和裂解來處理碳氫化合物，以生產 H_2S 和 SWS 氣體。

【主要元件符號說明】

圖 1

1	進料流管路
2	進料水管路
3	冷卻器
4	冷凝器
5	管路
6	管路
7	流體
9	反應器
10	管路
11	管路
12	管路
13	混合裝置

14	水流體
20	管路
21	SO ₂ 吸收器
21	管路
22	管路
23	管路
25	過濾器
26	管路
27	管路
28	管路
29	管路
30	管路
35	管路
36	管路
圖 2	
1	管路
2	分餾單元
3	管路
4	管路
5	管路
6	克勞斯工廠
7	管路
8	焚化爐

9	管 路
10	管 路
11	冷 凝 步 驟
12	ATS 製 程 步 驟
13	管 路
14	管 路

伍、中文發明摘要：

一種由 NH_3 、 H_2S 和 SO_2 連續生產硫代硫酸銨， $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ (ATS)的方法，其包含以下步驟：

(a)於部分冷凝器 4 中，部分冷凝含有 H_2O 、 H_2S 和 NH_3 的第一氣態或部分液態的進料流，其中 H_2S 和 NH_3 的莫耳比 < 0.4 ；

(b)將來自部分冷凝器 4 之含有 NH_4HS 和 NH_3 的含水冷凝液輸送至反應器 9 中，於該反應器 9 內，該冷凝液與含有 H_2S 的第三氣態進料流 7 及含有 NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的水溶液 10 接觸，形成 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 的水溶液；

(c)將來自部分冷凝器 4 之含有 NH_3 和 H_2S 的氣流輸送至混合裝置 13，於該混合裝置 13 內，該氣流係完全溶解於從氣溶膠過濾器 25 排出的水中；

(d)將第二氣態進料流 20 輸送至 SO_2 吸收器 21 與氣溶膠過濾器 25 中，該第二氣態進料流為當第一進料流中每含 1 莫耳 NH_3 時係含有約 $2/3$ 莫耳 SO_2 ；

(e)將該混合裝置 13 內產生的水溶液輸送至 SO_2 吸收器 21；

(f)將來自吸收器 21 之廢氣輸送至氣溶膠過濾器 25，及

(g)將獲得約 40-65wt% $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 水溶液所需要之平衡數量的水加入氣溶膠過濾器 25 中，其中該 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 水溶液是從反應器 9 移除。

陸、英文發明摘要：

A process for continuous production of ammonium thiosulphate, $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ (ATS) from NH_3 , H_2S and SO_2 comprising steps of:

- (a) partial condensation in a partial condenser 4 of a first gaseous or partial liquid feed stream comprising H_2O , H_2S and NH_3 with a molar $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ ratio < 0.4 ;
- (b) passing the aqueous condensate comprising NH_4HS and NH_3 from the partial condenser 4 to a reactor 9 in which said condensate is contacted with a third feed gas stream 7 comprising H_2S and with an aqueous solution 10 comprising NH_4HSO_3 and $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ under formation of an aqueous solution of $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$;
- (c) passing the gas stream comprising NH_3 and H_2S from the partial condenser 4 to a mixing device 13 in which said gas stream is completely dissolved in the water drained off from the aerosol filter 25;
- (d) passing a second feed gas stream 20 comprising approximately $2/3$ mole SO_2 per mole of NH_3 contained in the first feed stream to a SO_2 absorber 21 and the aerosol filter 25;
- (e) passing the aqueous solution produced in mixing device 13 to the SO_2 absorber 21;
- (f) passing the off gas from the absorber 21 to the aerosol filter 25 and
- (g) adding to the aerosol filter 25 a balance amount of water required for obtaining approximately 40-65 wt% $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ in the aqueous solution of $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ being withdrawn from the reactor 9.

拾、申請專利範圍：

1. 一種由 NH_3 、 H_2S 和 SO_2 連續生產硫代硫酸銨， $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ (ATS)的方法，其包含以下步驟：

(a) 於部分冷凝器 4 中，部分冷凝含有 H_2O 、 H_2S 和 NH_3 的第一氣態或部分液態的進料流，其中 H_2S 和 NH_3 的莫耳比 < 0.4 ；

(b) 將來自部分冷凝器 4 之含有 NH_4HS 和 NH_3 的含水冷凝液輸送至反應器 9 中，於該反應器 9 內，該冷凝液與含有 H_2S 的第三氣態進料流 7 及含有 NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的水溶液 10 接觸，形成 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 的水溶液；

(c) 將來自部分冷凝器 4 之含有 NH_3 和 H_2S 的氣流輸送至混合裝置 13，於該混合裝置 13 內，該氣流係完全溶解於從氣溶膠過濾器 25 排出的水中；

(d) 將第二氣態進料流 20 輸送至 SO_2 吸收器 21 與氣溶膠過濾器 25 中，該第二氣態進料流為當第一進料流中每含 1 莫耳 NH_3 時係含有約 $2/3$ 莫耳 SO_2 ；

(e) 將該混合裝置 13 內產生的水溶液輸送至 SO_2 吸收器 21；

(f) 將來自吸收器 21 之廢氣輸送至氣溶膠過濾器 25，及

(g) 將獲得約 40-65wt% $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 水溶液所需要之平衡數量的水加入氣溶膠過濾器 25 中，其中該 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 水溶液是從反應器 9 移除。

2. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中步驟(a)之第一

進料流係分成被輸送到混合裝置 13 的支流 6 與另一支流 5，該支流 5 於該反應器 9 中與含有 H_2S 的第三進料流 7 及含有 NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 的水溶液 10 接觸，以形成 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 水溶液。

3. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中該第二氣態進料流 20 之一部分被繞過該吸收器 21，並與來自氣溶膠過濾器 25 上游的吸收器 21 所排出之氣體混合，該 SO_2 -吸收器 21 排出氣體中每包含 1 莫耳的 NH_3 ，該部分即包含 0.7-1.3 莫耳的 SO_2 。

4. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中該 SO_2 吸收器 21 為填充式管柱。

5. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中該 SO_2 吸收器為具有或不具有外部液體循環之起泡槽反應器。

6. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中在該 SO_2 吸收器 21 內所產生之含有 NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 之溶液 1 的餾份 28 被輸送入該混合裝置 13 中，該含亞硫酸鹽 (NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$) 流之溶液的餾份連同來自氣溶膠過濾器 25 之廢氣流中的亞硫酸鹽，與來自冷凝器 4 之流中的硫化物 ($\text{H}_2\text{S} + \text{NH}_3\text{HS}$) 之莫耳比為 2:1 或以上。

7. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中該第二氣態進料流為克勞斯設備的排出氣體流，其被煨燒且其 H_2O 含量係藉由冷卻與部分冷凝本方法上游之 H_2O 含量而被降低到 3-10 vol%。

8. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中該第一進料流

1 為已分餾且被調整為含有 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ 莫耳比小於 0.4 的 H_2S 和 NH_3 之酸水汽提塔氣體。

9. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中該含有 NH_4HSO_3 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 、用於在吸收器 21 內吸收 SO_2 之水溶液，其 pH 值調整為約 5 到約 7.5 之間。

10. 如申請專利範圍第 1 項之方法，其中調整該第三進料流 7 中 H_2S 之進料速率以產生來自反應器 9 之過量的 H_2S 排出流體，其為等同於產生 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 所使用之 H_2S 量的 0-10%，且在該 SO_2 吸收器 21 內產生之溶液的餾份 10 和 35 係繞道流到來自反應器 9 排出的 $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 溶液 12 中。

拾壹、圖式：

如次頁

柒、指定代表圖：

(一)本案指定代表圖為：第 (1) 圖。

(二)本代表圖之元件代表符號簡單說明：

1	進料流管路
2	進料水管路
3	冷卻器
4	冷凝器
5	管路
6	管路
7	管路
9	反應器
10	管路
10a	管路
11	管路
12	管路
13	混合裝置
14	管路
20	管路
21	SO ₂ 吸收器 21
22	管路
23	管路
25	過濾器
26	管路
27	管路

28	管 路
29	管 路
30	管 路
35	管 路
36	管 路

捌、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：