

우라늄 변환시설에서 발생한 lagoon 슬러지의 처리공정 선정

Treatment Process Choice of lagoon Sludge  
Generated from the Uranium Conversion Plant

이규일, 황두성, 박진호, 황성태, 정기정

한국원자력연구소

요 약

본 연구에서는 lagoon 슬러지의 특성과 처리 가능한 공정 기술을 기초로 하여 두 가지 슬러지 처리 공정을 제안하였으며 이들의 예상되는 어려움을 기술적 관점에서 분석하였다. 열분해로 슬러지를 처리할 경우 감용율은 약 38%이며, 용해/여과 공정의 경우 약 20%로 감용 가능할 것으로 예측되었다. 그러나 lagoon 슬러지를 처리를 위해 채택 가능한 두 공정은 설치 운영상의 단점을 가지고 있으며, 이들 두 공정을 개선하기 위한 기초 실험을 수행한 후 다시 이와 같은 검토를 통하여 공정의 선택이 이루어져야 할 것이다.

Abstract

This study proposed two processes for the treatment of lagoon sludge and evaluated in points of the expected technological difficulties on the bases of the characteristics of the sludge and available technologies. It was predicted that the volume reduction of sludge would be about 38 % and 20 % in the thermal decomposition and the dissolution/filtration process, respectively. However, two processes have difficulties for the installation and operation of process. Therefore, the process should be chosen after carrying out the basic experiment for improvement of two processes,

1. 서 론

우라늄 변환시설은 중수로(heavy water reactor)용  $UO_2$  분말 제조시설로서 1982년 준공하였으며, 생산규모는 100톤- $UO_2$ /년으로서 준공 이후  $UO_2$  분말 약 320톤을 생산하여 월성발전소에 공급하였다. 본 시설을 운영함으로써 경수로용 AUC/ $UO_2$  분말 제조기술을 확립하게 되어 한전원자력연료(주)에 200톤- $UO_2$ /년 규모의 상용공장을 건설함으로써 경수로용 우라늄 분말 국산화에 성공하였다[1]. 이에 따라 본 변환시설은 본래의 목적인 핵연료 국산화 기술을 완전 이룩하여 소기의 목적을 달성하였으며 pilot 규모인 년 100톤으로서는 지속적인 핵연료 생산시설로서 경제성에 미달하여 1993년 4월 본 시설을 휴지신고 완료하였다. 본 시설은 화학공장으로서 건설된 지 20년이 경과하여 설치된 대부분의 장치들이 노후한 상태이며, 화학처리공정의 특성상 부식이 매우 심한 설비임에도 불구하고 현재까지 방치되어 방사성 오염물질의 누출 위험이 항시 존재하고 있다.

특히, Lagoon에는 약 250  $m^3$  정도의 우라늄 함유 슬러지가 저장되어 있으며, 콘크리트 바닥에는 누출 방지를 위하여 고무로 라이닝이 되어 있으나, 이 라이닝도 오랜 기간이 경과하면 고화되어 제 기능을 상실하게 되므로 문제가 발생할 요지가 많다. 이외에도 계속 휴지상태로 방치해 둘 경우 시설관리 및 기기 유지/보존을 위하여 구성되어 있는 관리자에 대한 방사선 피폭가능성이

발생하게 되어 관리자에 대한 건강 및 안전을 유지하고 환경오염으로부터 방호하기 위한 노력을 계속 해야만 한다. 또한 운영관리를 위하여 구성되어 있는 주관 부서 관리자, 방사선 안전관리요원 및 필요시 유지/보수를 지원하는 지원부서 관리자 등 많은 인력이 시설 유지를 위하여 낭비되고 있다. 따라서 2001년도부터 제염 해체를 통한 변환시설 환경복원사업을 시작하게 되었다.

이 해체과정에서 변환 공정의 운전 중 발생하고 lagoon에 저장되어 있는 변환 슬러지의 처리는 매우 중요한 업무중의 하나이다. 이 처리공정의 목표와 조건은 슬러지의 부피를 감소시켜 해체비용의 절감은 물론 우라늄을 포함하는 모든 성분을 최종 처분 또는 고체화 처리할 수 있는 화학적 형태로 전환시키는 것이다. Lagoon에 저장중인 슬러지는 여러 가지 단위공정에서 발생한 폐액의 혼합물뿐만 아니라 공장 가동 초기의 누출로 인한 시설 제염 폐액 및 조업실패로 인하여 발생한 여러 가지 폐액 등으로 인하여 매우 복잡한 조성으로 이루어져 있다. 슬러지는 두 개의 lagoon에 저장되어 있으며, 현재 수분이 거의 모두 증발하고 그 주성분이  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $\text{NaNO}_3$ ,  $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$  및  $\text{CaCO}_3$ 로 구성되어있는 우라늄 함유 폐액이다[2].

본 연구에서는 lagoon 슬러지의 특성과 개발되고있는 공정 기술을 기초로 하여 두 가지 슬러지 처리 공정을 제안하였으며 이들의 예상되는 어려움을 기술적 관점에서 분석하였다.

## 2. 열분해 공정

열분해 공정의 효율을 분석하기 위하여 우선 전체 슬러지를 동시에 열분해 시켰을 때 남는 잔류물의 양을 예측할 수 있어야한다.  $800^\circ\text{C}$ 에서 열분해하였을 경우 슬러지의 특성[3]으로부터 잔류물은 표 1과 같이 예측할 수 있다. 이 표에서 보는 것과 같이 슬러지 412톤은 열분해되어 약 14%인 57.81톤의 잔류물을 남기게 되며 이를 부피로 환산하면  $152\text{ m}^3$ 이 약  $58\text{ m}^3$ 의 부피로 감소되어 38%의 잔류물을 남기는 것을 의미한다. 하나의 폐기물 드럼이 200 liter로서 이중 80%만 유효 부피라고 하면 약 360개의 드럼을 필요로 한다. 이와 같이 슬러지를 열분해시키는 공정의 공정도를 그림 1에 나타내었다. 이 공정의 특징은 열분해 장치인 calciner를 두 개 설치한 것이다. 이는 상당히 많은 부분의 질산염이 질산암모니움으로 되어 있고 이는  $400^\circ\text{C}$ 이하에서 분해되며, 앞서 지적한 것과 같이 매우 큰 부피 팽창 및 가스 발생이 동반됨으로 반응기의 설치 및 운전이 용이하지 않으며 그 이상의 온도에서는 비교적 쉽게 반응시킬 수 있으므로 나누어 처리하는 것이 더 유리하기 때문이다. 첫 번째 반응기인 calciner-1은 spary dryer 형태나 blade가 있는 stirred bed 형태의 반응기를 사용하여야 한다. 이는 간단한 형태인 static bed 형태의 반응기는 반응 도중에 부피의 팽창을 막을 수 없으며 1 그램의 슬러지가  $400^\circ\text{C}$ 에서 약 300 ml까지 팽창하는 것을 감안하면 그렇게 큰 반응기의 제작은 매우 실효성이 없기 때문이다. 또 두 번째 열 분해 반응기는 그 용융물이 금속을 매우 심하게 부식시킴으로 일반적인 금속으로는 제작하기 어려우며 알루미늄 등의 내화물을 사용하여야 할 것이다. 슬러지를 열 분해 반응기로 이송하기 위하여 slurry 펌프를 고려할 수 있으나 특히 겨울 등에는 액체의 양이 부족하여 이를 사용할 수 없다는 것을 감안하여야 한다. 따라서 물을 조금씩 첨가하여 이송하고 대부분의 액체는 고-액 분리를 통하여 다시 lagoon으로 보내어 슬러지의 이송 carrier로서 사용하여야 하며 물의 사용량은 적어서 무시할 수 있을 것으로 예상할 수 있다. 열분해의 배기에는 원칙적으로 우라늄이 없어야 하며 열분해 실험에 사용된 muffle furnace 입출구 주변에 흰색의 분말로 석출된 질산암모니움에서도 우라늄과 Ra-226이 검출되지 않는 것으로 이를 입증할 수 있다. 그러나 실제의 공정에서는 가스의 발생율이 매우 높고 그 양도 많고 슬러지의 혼합 pattern도 쉽게 예측할 수 없으므로 우라늄이 분말로 비산 동반되어 배출되는 것을 막기 위하여 고온에서 사용할 수 있는 여과 장치를 설치하여야 한다. 그리고 슬러지의 구성 성분을 열분해시키면 반응식으로는 모두 가스가 생성되도록 되어 있으나 많은 양의 질산암모니움의 기화되는 경우도 있으므로 적어도  $400^\circ\text{C}$ 이상은 되어야 하며 온도의 강하로 인하여 폐가스의 출구가 막힐 수 있으므로 압력은 필히 연속적으로 감시되어야 한

다. 폐가스의 주성분이 질소산화물이어서 근래에 이를 열분해시키기 위한 촉매가 많이 개발되어 있으나 그 양이 너무 많고 또한 수분의 양도 많아 단순한 촉매 반응기보다는 불꽃 반응기를 사용하여야 할 것으로 예측된다. 이를 위하여 프로판 등의 가스를 사용하는 것이 편리할 것으로 예상되며 반응 후에는 stack을 통하여 대기 중으로 배출 가능할 것으로 예측된다. 그리고 공정도에는 표시하지 않았으나 제2 열분해 반응기로부터 드럼에 담을 경우 이 후의 처리 조건에 따라서 잔류물을 어떻게 처리할 것인가를 결정하여 주어야 한다.

### 3. 용해-여과 공정

물로 회석하여 화학염(질산염)의 제거 효율을 높여주고 여액은 다시 처리하여 우라늄 및 Ra-226의 농도를 낮추어 일반 산업 폐기물로 하고 filter cake은 열분해하여 방사성 폐기물로서 처리하는 방법을 제안할 수 있다. 이 공정은 두 단계 공정이므로 앞의 물로 회석하는 비율과 뒷공정의 열 분해 공정과는 서로 경쟁 관계에 있다. 즉 앞에서 회석비를 높게 하면 뒤의 열분해 공정에서의 load를 줄일 수 있으나 다음과 같은 이유로 아주 크게 하는 것은 바람직하지 않다.

- 용액의 양이 많아져 우라늄 제거 공정의 load가 늘어남.
- 우라늄의 최종 산화가를 낮추기 위하여서는 열처리 과정의 추가는 필수적임.
- 여과과정에서 용액을 100% 제거할 수 없으므로 나머지 질산염을 다른 방법을 이용하여서도 제거하여 주어야 함.

따라서 최적의 회석 조건이 존재함을 예상할 수 있으나 본 연구에서는 이와 같은 최적화의 모든 실험 자료를 확보하지 못하였으므로 다음과 같이 가정하여 하나의 경우에만 예를 들고 이로부터 최적 조건의 유추 및 열분해 공정과 비교 자료로 사용하고자 하며 더 많은 실험결과를 얻어 이 과정이 계속되어야 할 것이다.

- 회석비를 300%로 하고 이 때의 filter cake의 무게는 수분을 포함하여 35%로 한다.
- 회석과정에서 용해도가 큰 질산암모니움이 더 잘 용해될 것으로 이 비를 측정하여야 하나 여기에서는 질산소다, 질산칼슘에 비하여 질산암모니움이 약 20% 비율로 더 많이 용해된다고 가정한다.
- filter cake에서의 수분의 함량은 전 건조된 고체무게의 40%로 하였으며 이는 일반적으로 무기물의 슬릿지에서 함수율 중 낮은 값을 가정한 것이다.
- 우라늄을 포함한 다른 원소들을 기타(others)로 정의하고 lagoon 1의 바닥층에는 4.5% lagoon 2의 바닥층에는 0.1% 함유하는 것으로 가정하며 나머지 부분에서는 무시한다. 그리고 이는 모든 처리 공정에서 변화되거나 또는 제거되지 않고 그대로 남아 있다.

이와 같은 가정으로 회석 용해 공정에서의 화학염 제거 효율과 열분해 과정 후에 잔류물의 비율을 계산하면 표 2와 같다. 이 표에서 보는 것과 같이 슬릿지 412톤은 처리되어 약 7.2 %인 29.8톤의 잔류물을 남기게 되며 이를 부피로 환산하면 152 m<sup>3</sup>이 약 30 m<sup>3</sup>의 부피로 감소되어 20%의 잔류물을 남기는 것을 의미한다. 하나의 폐기물 드럼이 200 liter로서 이중 80%만 유효 부피라고 하면 약 186개의 드럼을 필요로 하여 열분해 공정과 비교하면 약 절반에 해당한다.

표 2의 계산 도중에 얻어진 filter cake와 최후의 열처리를 한 후의 고체의 조성은 표 3과 같으며 또 이때 얻어진 여액의 조성은 표 4와 같다. 여기에서 보는 것과 같이 최후의 열처리 후에는 lagoon 1의 경우 Na<sub>2</sub>O와 CaO가 주성분으로 이는 단순 열처리 과정에서 얻어진 것과 동일하며 우라늄은 약 30% 정도로 농도가 높아지는 것을 알 수 있다. 또 lagoon 2의 경우 주성분은 CaO이며 94% 이상을 차지하고 있는 것으로 예상된다. 여액은 전체적으로 약 1550 m<sup>3</sup>이 발생하며 여기에서의 염의 농도는 약 17 %이다.

이상의 설명에서 예상되는 것과 같이 본 공정의 효율성을 높이기 위하여서는 후속 공정, 즉 매우 높은 염 농도의 용액에서 우라늄을 포함하는 방사선 농도를 감소시키는 공정에서 허용하는 최

대한의 염 농도가 되도록 희석비를 낮추어야 하며 동시에 filter cake에 남아 있는 고체의 양을 줄이는 방법이 제안될 수 있다. 희석비를 낮추면 용해 효율이 감소하는 것으로 측정되어 희석비를 낮추면서 더 많이 용해시키는 것은 일반적으로 용이하지 않은 것으로 나타났으며, 희석비를 높이면 여액에서 우라늄을 포함하는 방사성 핵종의 농도 또한 높아져 후속 공정에서의 부담이 증가하게 된다. 따라서 낮은 희석비에서 좀 더 많은 화학염의 용해를 유도하고 우라늄의 용해를 억제하기 위하여 온도를 상승시키거나 질산을 첨가하는 등의 본 공정을 개선할 수 있는 방법이 제안되어 그 개선된 방법의 효율을 평가한 후에 적용하는 것이 바람직하다고 하겠다.

이와 같은 희석 용해 공정의 개략 공정도는 그림 2와 같이 제안 할 수 있다. 슬러지는 lagoon 내에서 물과 필요하다면 산을 혼합하여 화학염을 용해시키고 이를 슬러리 펌프를 이용하여 고-액 분리 시스템으로 이송한다. 여기에는 희석비가 크면 용해 후 슬러리 펌프로 충분히 이송이 가능할 수도 있으나 희석비가 적은 경우도 고려하여야 함으로 슬러리 이송을 위한 용액의 부피를 확보하기 위하여 1차 고-액 분리를 위한 침강조를 설치하였다. 1차 액체가 분리된 슬러리는 다시 여과 과정을 거쳐 고체와 용액으로 완전히 분리된다. 우라늄은 고체에 포함되어 있기 때문에 고체는 완전하게 분리되어야 하지만 간단한 Buckner type의 여과 장치와 진공 시스템을 사용하여도 충분한 것으로 입증되었다. 이렇게 분리된 고체는 열처리하여 최종 방사성 폐기물로서 처리하고 기체는 촉매 반응기를 이용, 처리하여 대기 중으로 배출한다. 이와 같은 열처리 부분은 앞의 열분해 공정과 개념은 동일하지만 처리하여야 하는 고체의 양이 1/4로 적으며 수분의 함량은 높고 질산염의 양은 적어 열처리 반응기는 간단한 static bed 반응기이면 충분할 것으로 예상되며 폐가스의 처리를 위하여도 불꽃 반응기 대신에 촉매 반응기로서 가능할 것으로 생각된다. 또 최종 열처리 후에 산화나트륨의 양이 적으면 잔류물의 강도도 적어 드럼에 담기 위하여 특별한 장치는 필요하지 않다. 여과 공정에서 생성된 용액은 다음의 처리를 위하여 다음공정으로 이송되며 공정의 유연성을 위하여 중간 저장조를 사용하는 것이 유리하나 공정 장치의 수를 적게 하는 것이 바람직하므로 기존 변환의 저장조 하나를 사용하는 것도 고려하여 볼 수 있다. 이러한 기존 시설의 이용은 변환 시설의 제염해체 과정을 수행하는 시기와 연계되는 것으로서 슬러지 처리가 제염 해체 후에 수행되면 이는 불가능하다고 하겠다.

#### 4. 공정 비교

공정의 선택을 위하여 대상이 되는 공정을 기술적으로 또 경제적으로 비교하는 것이 바람직 하지만 아직은 개념의 설정 단계로서 정확한 비교는 불가능하며 기술의 개발, 기존 공정 시설의 이용 가능성(수행 시기), 처분하려는 방사성 및 일반 산업 폐기물의 최종의 요구 조건에 따라 비교 검토되어야 하겠다. 따라서 본문에서는 개념적인 비교만 수행하며 결론은 추후 연구의 결과에 따라서 결정되어야 할 것이다.

기술적인 비교를 위하여서는 두 공정의 설치/운전에서 예상되는 문제점과 개선 방향을 검토해야 한다. 단순 열분해 반응은 원리 면에서는 매우 단순하여 공정의 기본 개념에 관한 개선점은 없어 보이며 이 공정의 개선은 추가 공정의 도입으로 가능 할 수 있다. 즉 열분해 처리 후 잔류물의 대부분은 산화 소다움으로서 이는 물에 매우 잘 용해되며 용액이 매우 강한 알칼리성이기 때문에 우라늄 등의 용해도를 매우 감소시킬 수 있다. Lagoon 1의 경우 열분해 후의 소듐 산화물의 농도는 50% 이상이므로 용해 공정을 후속 공정으로 첨가하는 경우에는 최종 처분하여야 하는 폐기물의 양을 약 50%까지 감소시킬 수 있을 것으로 예상된다. 그러나 단순, 단일 공정으로 인한 열분해 공정의 장점이 없어지는 바 공정의 추가로 인하여 장치비의 증가와 용액에서 우라늄을 제거하는 추가 공정의 도입이 요구된다. 또 lagoon 2의 경우 물로 용해하는 경우 무게는 오히려 증가 될 수 있으므로 이 용해 공정의 채택은 큰 이득은 없을 것으로 예상할 수 있다.

단순 열분해 공정의 장치 제작에서 예상되는 어려운 점은 슬러지 열분해 과정의 200~300 °C에

서 발생하는 많은 양의 가스와 이로 인한 슬러지의 부피 팽창이라고 하겠다. 앞에서 지적한 바와 같이 반응 온도에 따라서 이 부피 팽창은 매우 민감하게 변하고 생성된 기포는 매우 안정화되어 큰 기포라고 하여도 외부에서 충격을 주지 않으면 깨어지지 않으며 적은 기포는 glass rod로 저어 주어도 깨어져 분리되지 않는다. 180 °C에서 100 ml의 슬러지를 분해시키는 경우, 80 ml까지 팽창한 슬러지를 저어 주어도 약 300ml 이하로는 부피가 감소되지 않으며 냉각시키면 약 300 ml의 부피를 그대로 유지하면서 냉각되어 매우 다공성인 고체로 된다. 그러나 이러한 팽창을 피하기 위하여 저온(150 °C)에서 반응시키면 부피 팽창은 약 3배 정도이나 48시간 동안 5% 미만의 반응율을 보이므로 처리가 사실상 불가능하다고 보아야 한다. 이러한 팽창 특성 때문에 열분해 반응은 교반이 가능한 반응기를 사용하는 것이 바람직하지만 반응이 진행되어 질산암모니움이 많이 분해되면 전체 슬러지의 점도가 급격히 상승되어 교반을 위한 blade에 부착될 염려가 있으므로 이를 고려한 반응기의 설계가 필요하다. 또 열분해 반응에서 생성된 가스의 양은 500 °C에서 1 kg 슬러지 당 약 2 m<sup>3</sup>의 가스가 발생하며 이중의 85%가 300 °C미만에서 발생하며 31.8 %가 질소 산화물이다. 따라서 이를 처리하여야 하며 이는 촉매 반응기로서는 처리가 어려우므로 불꽃 반응기를 사용하여야 한다. 따라서 이에 대한 최적의 조건도 조사되거나 연구되어야 할 것이다.

이에 비하여 물로서 희석 용해하여 화학염을 제거하는 경우에는 분리된 여액과 또 고체 filter cake을 모두 다시 처리하여야 하는 어려움이 있다. 그리고 화학염이 제거되는 여액에는 우라늄이 약 100 ppm 정도 함유될 것으로 예상되며 이로부터 즉 고농도의 염 용액에서 우라늄을 99%이상 제거하기 위하여 기존의 침전이나 용매추출로서는 현실적으로 매우 어렵고, 새로운 기술의 개발이 필수적이다.

앞에서 설명한 것과 같이 용액의 양과 filter cake의 양은 서로 경쟁적이기 때문에 이에 대한 최적화가 필요하다. Filter cake의 열처리 과정은 앞에서 설명한 열분해 과정과 원리면에서는 동일하나 설비 측면에서는 매우 틀리다. 우선 처리하여야 하는 고체의 양이 적고 발생하는 가스의 양이 매우 적으며 특히 수분이 많아 2 단계 조업을 하면 발생하는 가스의 양을 매우 감소시킬 수 있다. 이 공정에서의 어려운 점은 여액의 처리에 있을 수 있다. 즉 이 여액은 불순물이 매우 많이 포함되어 있을 뿐 아니라 같은 lagoon이라 하여도 염과 불순물 및 우라늄의 성분이 변화할 수 있으며 우라늄 뿐 아니라 U-238의 붕괴 series에 존재하는 토륨과 Ra이 동시에 제거되어야 한다. 또 우라늄의 폐액을 처리하는 경우 가끔은 1~2 주일 내에도 침강하지 않는 매우 작은 입자로 되어 있어 여과 공정에서 제거되지 않음으로 우라늄의 농도가 높게 분석되는 경우도 있다. 따라서 효율적이고 완전한 여과 공정을 선택하여야 하며 이에 대한 설계전 조사가 충분하여야 한다. 그리고 앞에서 지적한 것과 같이 300%의 희석비를 적용하는 경우 약 1500 m<sup>3</sup>의 질산염 폐용액이 발생하며 이를 환경 방출기준인 TN<60ppm으로 처리하기는 것은 현재의 수처리 기술로서는 용이하지 않은 실정이다.

이상과 같이 연구소가 lagoon 슬러지를 처리하기 위하여 채택 가능한 두 가지 공정의 개념과 예상되는 설치 운영상의 어려움(개선점)에 관하여 검토하였다. 이 두 공정은 기술적인 면에서는 문제가 없다고 할 수 있으나 앞으로 두 공정을 개선하기 위한 기초 실험을 수행한 후 다시 이와 같은 검토를 통하여 공정의 선택이 이루어져야 할 것으로 생각된다.

## 감사

본 연구는 과학기술부의 원자력 연구개발 중장기 계획사업의 일환으로 수행된 연구결과입니다.

## 참고문헌

1. 황성태 등, “중수로용 고밀도 핵연료 제조”, KAERI/RR-1056/91 (1991).
2. J.H. Park, et al. “Characterization of Lagoon Sludge for Decommissioning”, The 2nd

KOREA-CHINA Radioactive Waste Workshop, Daejeon, Korea (2001).

3. J.H. Park, et al., "Analysis of Lagoon Sludge Characteristics for Choice of Treatment", KAERI/TR-2138/2002 (2002).

Table 1. Total residue after thermal decomposition of nitrate

	POND-1			POND-2		
	P1-U	P1-M	P1-B	P2-U	P2-M	P2-B
height, cm	7	7	23	2	15	12
volume, m <sup>3</sup>	28	28	92	7.2	54	43.2
weight, ton	39.76	46.76	150.88	10.30	88.02	76.90
residue, %	8.98	11.09	17.72	6.56	1.92	25.97
residue, ton	3.57	5.18	26.73	0.68	1.68	19.97

Table 2. Mass balance calculation during dilution/filtration of the sludges

	POND-1	POND-2	remark
total weight, ton	237.4	175.2	
filter cake, ton	83.2	59.5	wet base
filtrate, ton	866.4	682.0	in solution
residue after calcination, ton	15.1	14.7	total=29.8

Table 3. Composition of original sludges, filter cakes and residue after calcination

	POND-1, wt%			POND-2, wt%		
	original	filter cake	residue <sup>+</sup>	original	filter cake	residue <sup>+</sup>
Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	6.37	6.48	12.15	8.44	6.13	8.55
NaNO <sub>3</sub>	21.34	21.71	43.41	2.41	1.75	2.60
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	57.69	35.14	-	63.16	15.05	0
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	16.32	47.71	85.62
others	2.84	8.10	44.44	0.27	0.79	3.22
water	11.76	28.57	0	11.76	28.57	0

+ residue에서는 분해된 산화물의 조성

Table 4. Composition of filtrates

	POND-1, ton	POND-2, ton
Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	9.7	15.1
NaNO <sub>3</sub>	32.6	4.3
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	107.7	137.7
water	716.3	524.9
total	866.4	682.0

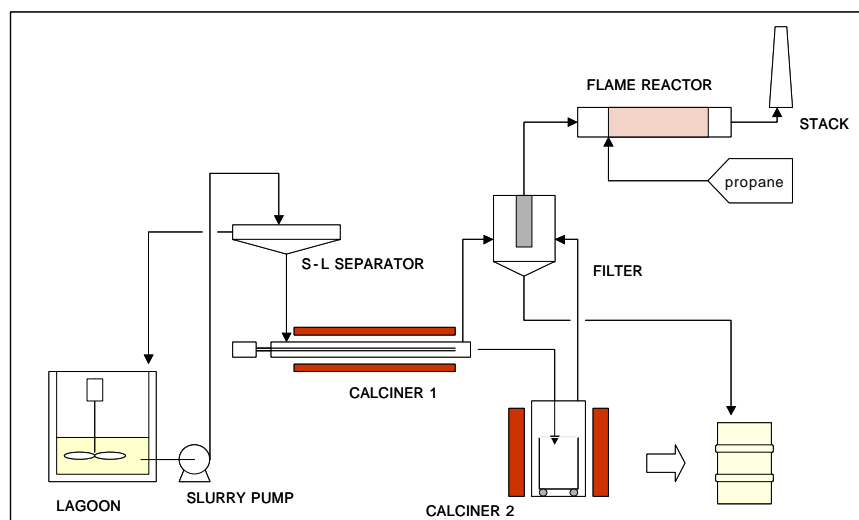


Fig. 1. Conceptual flow diagram of calcination process for denitrification of lagoon sludges.

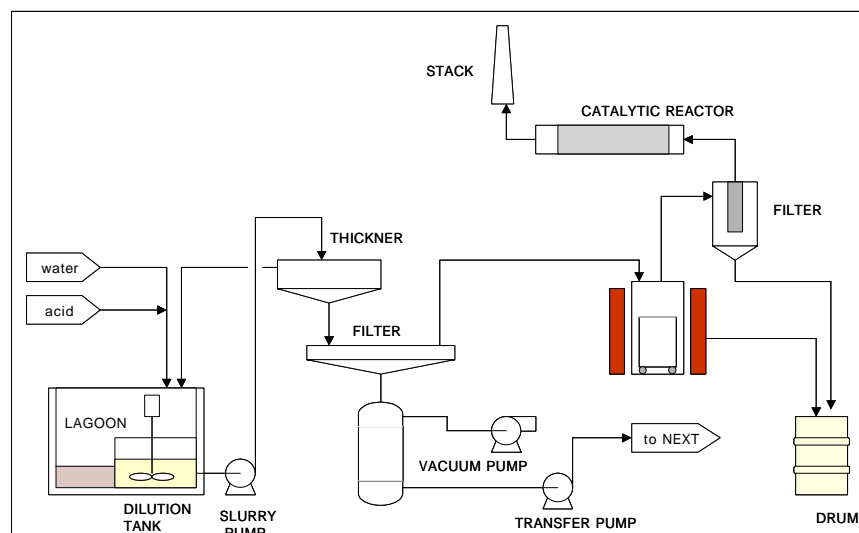


Fig. 2. Conceptual flow diagram of calcination process for dilution/filtration of lagoon sludges.