

습식산화반응을 통한 중력식반응기로부터의 슬러지 처리 및 유기산 생산 공정모사

박권우* · 서태완 · 이홍철 · 황인주†

한국건설기술연구원 환경플랜트 연구소
10223 경기도 고양시 일산서구 고양대로 283
*한국에너지기술연구원 바이오자원순환연구실

34129 대전광역시 유성구 가정로 152

(2015년 8월 13일 접수, 2015년 10월 20일 수정본 접수, 2015년 11월 3일 채택)

Simulation Analysis of Sludge Disposal and Volatile Fatty Acids Production from Gravity Pressure Reactor via Wet Air Oxidation

Gwon Woo Park*, Tae Wan Seo, Hong-Cheol Lee and In-Ju Hwang†

Environmental and Plant Engineering Research Institute, KICT, 283, Goyang-daero, Ilsanseo-gu, Goyang, Gyeonggi, 10223, Korea

*Biomass and Waste Energy Laboratory, KIER, 152, Gajeong-ro, Yuseong-gu, Daejeon, 34129, Korea

(Received 13 August 2015; Received in revised form 20 October 2015; accepted 3 November 2015)

요 약

오늘날 폐수처리는 슬러지의 증가와 환경규제의 이유로 매우 중요해지고 있다. 슬러지처리는 폐수처리플랜트에 있어서 운영비의 50%를 차지하므로 슬러지 분해에 있어서 경제성 있는 방법이 대두되고 있다. 습식산화 반응은 폐수의 유기물을 효과적으로 제거해주고 슬러지 분해 뿐만 아니라 바이오연료의 전구체로 쓰일 수 있는 휘발성 유기산이 부산물로도 나온다. 습식산화 반응은 고온 고압의 높은 조건의 단점이 존재하지만 중력식 반응기를 통한 수두압으로 운영비를 줄일 수 있다. 본 연구에서는 상용프로그램인 Aspen Plus를 이용하여 아임계 조건에서 PSRK 상태방정식을 이용하여 공정모사 하였다. 중력식 반응기의 길이, 산화제 종류, 슬러지 유량과 산화제 주입 위치에 따라 사례 연구를 해 보았으며 중력식 반응기 1000 m, 유량이 2 ton/h일 때에 유기물의 전환율은 92.02%, 유기산 효율은 0.17 g/g이었다.

Abstract – Efficacious wastewater treatment is essential for increasing sewage sludge volume and implementing strict environmental regulations. The operation cost of sludge treatment amounts up to 50% of the total costs for wastewater treatment plants, therefore, an economical sludge destruction method is crucially needed. Amid several destruction methods, wet air oxidation (WAO) can efficiently treat wastewater containing organic pollutants. It can be used not only for sludge destruction but also for useful by-product production. Volatile fatty acids (VFAs), one of many byproducts, is considered to be an important precursor of biofuel and chemical materials. Its high reaction condition has instituted the study of gravity pressure reactor (GPR) for an economical process of WAO to reduce operation cost. Simulation of subcritical condition was conducted using Aspen Plus with predictive Soave-Redlich-Kwong (PSRK) equation of state. Conjointly, simulation analysis for GPR depth, oxidizer type, sludge flow rate and oxidizer injection position was carried out. At GPR depth of 1000m and flow rate of 2 ton/h, the conversion and yield of VFAs were 92.02% and 0.17g/g, respectively.

Key words: Wet Air Oxidation, Gravity Pressure Reactor, VFAs, Sludge Disposal, Simulation Analysis

1. 서 론

현재 폐수처리는 증가하고 있는 하수슬러지와 강력한 환경규제로 인해 그 역할이 더욱 중요해 지고 있는 추세이다. 슬러지 처리는 폐수처리플랜트에 있어서, 약 50%정도의 운영경비가 들어가기 때문

에 경제적으로 슬러지를 처리하는 것이 중요하며 스톡홀름 협약이 발효됨으로써 흔히 폐기물 저온 소각과정에서 발생하는 잔류성 유기오염물질의 생산, 사용 그리고 국가 간 이동이 규제되고 있다[9]. 더욱이 유기성 폐기물의 해양배출 규제인 런던협약에 따라서 우리나라도 2012년부터 슬러지 해양투기가 억제 되었기에 슬러지를 처리 공정을 개발하는 것이 매우 중요한 실정이다[4,19]. 유기물을 많이 포함한 슬러지를 처리하는 방법 중 하나로는 습식산화(Wet Air Oxidation) 방법이 있고 이는 슬러지 처리 뿐만 아니라 부산물로 유기산을 얻을 수 있는 장점이 있다[3,7,9,15,17]. 또한 습식산화 공법은 슬러지, 폐수, 난분해성 물질의 처리에 유용하고 액상반응으로써 2차

†To whom correspondence should be addressed.

E-mail: ijhwang@kict.re.kr

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

오염이 없으며, 산화반응에서 발생하는 발열 반응을 통해 연속적인 산화반응을 유도 할 수 있고 기존 소각 방식에 비해 40% 이상 비용 절감의 효과를 보여주고 있지만, 반응조건이 150~300 °C, 20~200 bar 정도의 고온고압 조건이기 때문에, 반응조건을 유지하기 위해 에너지 소모량이 크고, 산화반응에 따른 반응기의 부식 위험도 있다.

습식산화는 먼저 열적가수분해에 따른 고형분의 액상화 및 고분자가 저분자로 분해되고 나서 산화제(산소, 과산화수소)를 통한 산화반응이 일어나게 된다. 아임계 조건하 습식산화 반응식의 생성물로는 CO₂, H₂O, 유기산(Volatile Fatty Acids) 이 주 생성물이고 부수적으로 Alcohols, Aldehyde, N₂, NH₃ 및 다양한 염들을 포함하고 있다 [7,19]. 용도에 따라 유기산까지 분해 하기 위해서는 촉매를 통한 방법이나 초임계 습식산화를 이용할 수 있다[12,13]. 하지만 유기산은 부산물뿐만 아니라 최근 연구에 따르면 바이오연료의 중간체나 미생물에게 탄소원으로도 사용할 수 있다[5,14,20,21].

중력식 습식산화방법은 수두압을 이용하여, 고압의 환경 유지에 효과적이기 때문에 일반 습식산화공정에 비해 공정에 있어서 매우 경제적이란 장점이 있고 고온의 유출수를 통해 열교환방식으로 유입수를 전처리 해줄 수 있어 고온의 환경을 만들어 주는데 매우 경제적인 방법이다[8,11]. 또한 반응기 깊이에 따른 가압 수준의 변화를 통해 목적에 따른 산화반응을 다양하게 설계 할 수 있기 때문에 폐기물 처리 및 에너지 생산에 매우 효과적이다.

따라서 본 연구에서는, 상용소프트웨어인 Aspen Plus를 통하여 수두압이 형성된 중력식 습식산화반응기를 모사하여 슬러지 분해 특성과 탈수율 및 산화제 효율을 중력식 반응기의 길이, 슬러지 유량, 산화제 종류 및 산화제 주입 위치에 따라 사례 연구를 하였다.

2. 이론 및 연구 방법

2-1. 열역학 모델 선택

본 연구에서 다루는 중력식반응기에서의 습식산화반응은 실제 조업조건인 아임계조건을 모사하기 위해 Aspen Plus에서 제공하는 PSRK (Predictive Soave-Redlich-Kwong) 상태방정식을 사용했다. PSRK 방정식은 SRK 상태방정식과 특히, 고압에서의 기액 평형을 UNIFAC 변수를 사용하여 높은 온도 및 압력 에서 열역학적 특성을 예측할 수 있으며 모델식과 혼합법칙(mixing rule)에 따른 활동도 계수는 다음과 같이 표현된다[10,22].

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b)}$$

$$a_i = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T)$$

$$b_i = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (1)$$

Pure component 매개변수 a 와 b 는 임계 특성인 T_c 와 P_c 로부터 계산 할 수 있다. PSRK 상태방정식에서 α 는 a 의 온도의존함수로 식 (2)와 같다.

$$\alpha(T) = [1 + c_1(1 - T_r^{0.5}) + c_2(1 - T_r^{0.5})^2 + c_3(1 - T_r^{0.5})^3]^2 \quad (2)$$

여기서 T_r 은 환원온도, T_c 는 임계온도이며 c_1 , c_2 , c_3 는 Mathias-Copeman부터 얻어진 empirical parameter이고 T_r 이 1보다 클 경우 C_2 와 C_3 는 0이되어 식을 간소화 할 수 있다.

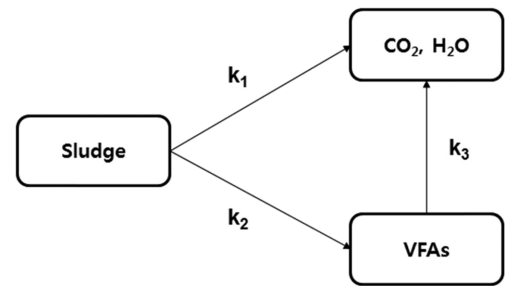


Fig. 1. Reaction stage of wet air oxidation.

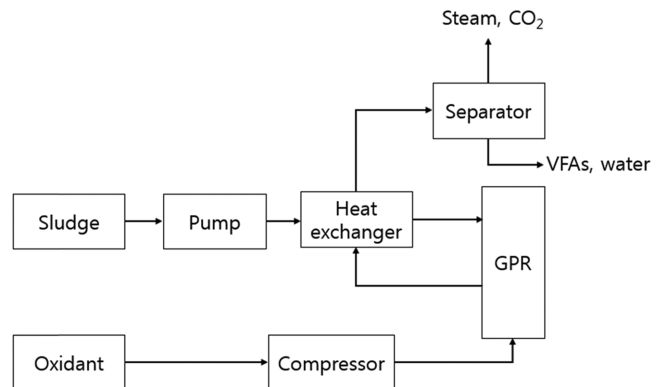


Fig. 2. Process block diagram of wet air oxidation.

$$\alpha(T) = [1 + c_1(1 - T_r^{0.5})]^2 \quad (3)$$

Fluid mixture에서 PSRK방정식의 매개변수인 a 와 b 는 혼합규칙의 의해 계산할 수 있고 A_1 의 값은 -0.64663 이다.

$$a = b \left[\frac{g^E}{A_1} + \sum x_i \frac{a_i}{b_i} + \frac{RT}{A_1} \sum x_i \ln \frac{b_i}{b} \right]$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad (4)$$

2-2. 습식산화 공정모사 설계

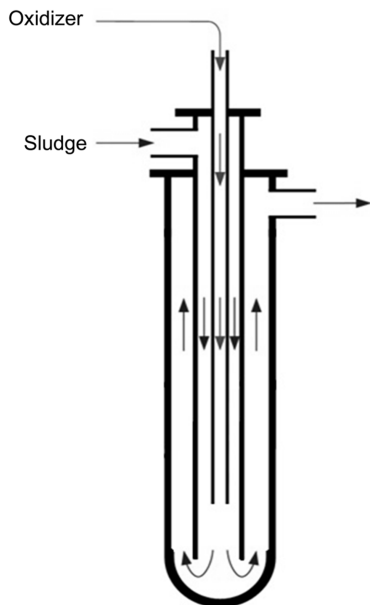
Fig. 1은 습식산화 반응으로 크게 세 단계의 반응경로를 이룬다. 슬러지가 유기산으로 전환되는 단계, 유기산이 CO₂와 H₂O로 되는 단계 그리고 슬러지가 바로 CO₂와 H₂O로 전환된다. 공정모사는 열역학물성 등 풍부한 데이터베이스를 갖춘 상용 프로그램인 Aspen Plus V8.6를 이용하였다. 공정흐름도는 Fig. 2에 나타냈고 각각의 블록 및 스트림은 Table 1에 요약했다. 실제로 슬러지는 단일 성분이 아니며 Aspen Plus에 데이터 물성이 존재하지 않기 때문에 모델 물질로 유기물의 대표적인 단량체인 글루코스를 이용하여 모사했다. 또한 유기산의 경우 아세트산, 프로피오닉산, 부티르산 등의 여러 유기산이 실제로는 발생되지만 대부분 아세트산이 나오는 것으로 알려져 있으므로 VFAs의 모델 물질로 아세트산으로 모사했다. 습식산화에서 슬러지는 10~100 g/L가 적합하므로 50 g/L의 농도를 기준으로 하여 모사했다[2,16]. Table 2처럼 슬러지 내부의 각각의 반응속도상수와 활성화에너지는 Ahn[2005]의 데이터를 사용했다[1]. 글루코스를 산화하기 위한 이론적 필요 산소량은 1.07 g of O₂/g of glucose 이므로 1 ton/h의 슬러지에는 약 53.5 kg of O₂/h의 유량이 필요하다(Support information 1).

Table 1. Block units and operating conditions in WAO simulation

Category	Block	Operating condition
Feed	SLUDGE	Glucose = 0.05 ton/h, Water = 0.95 ton/h at 25 °C and 1 bar
Oxidizer	OXYGEN	Air, Oxygen
GPR Reactor	UP, DOWN	Length = 1000 m; Diameter = 0.05 m
		$R_1 = C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6H_2O + 6CO_2$
		$R_2 = C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 2H_2O$
		$R_3 = CH_3COOH + 2O_2 \rightarrow 2H_2O + 2CO_2$
Heat exchanger	HX	Counter-current, $U = 25 \text{ W/m}^2\text{K}$
Pump	PUMP	Outlet temperature: 100 °C
Compressor	COMP	10 bar
		Isentropic efficiency = 0.8
		Mechanical efficiency = 0.9
		Outlet Temp. 200 °C, 4 stages

Table 2. Reaction rate constant and activation energy for each stage [1]

Kinetic coefficient	$k_0 \text{ (s}^{-1}\text{)}$	Activation energy (kJ/mol)
k_1	71.52	28.4
k_2	0.811	12.3
k_3	1211.97	54.4

**Fig. 3. Gravity pressure reactor for wet air oxidation reaction.**

2-3. 중력식 반응기

중력식 반응기는 Fig. 3와 같고 down flow와 up flow로 나뉘어져 있다. 방향이 다르기 때문에 서로 counter current로 열교환이 가능하며 이 때의 U 값은 스틸로 가정하여 $25 \text{ W/m}^2\text{K}$ 로 했다[6]. 또한 반응기 유입전에 열교환기를 설정하여 산화반응을 통해 발열된 고온 슬러지가 중력식 반응기에 유입되는 슬러지에 전처리 효과를 주도록 하였다. 중력식 반응기는 높이에 따라 걸리는 수두압이 다르기 때문에 반응기 깊이 별로 다르게 모사했다. 또한 초기 반응의 시작을 다르게 하기 위해 산화제 주입위치에 따라 모사했다.

3. 결과 및 토의

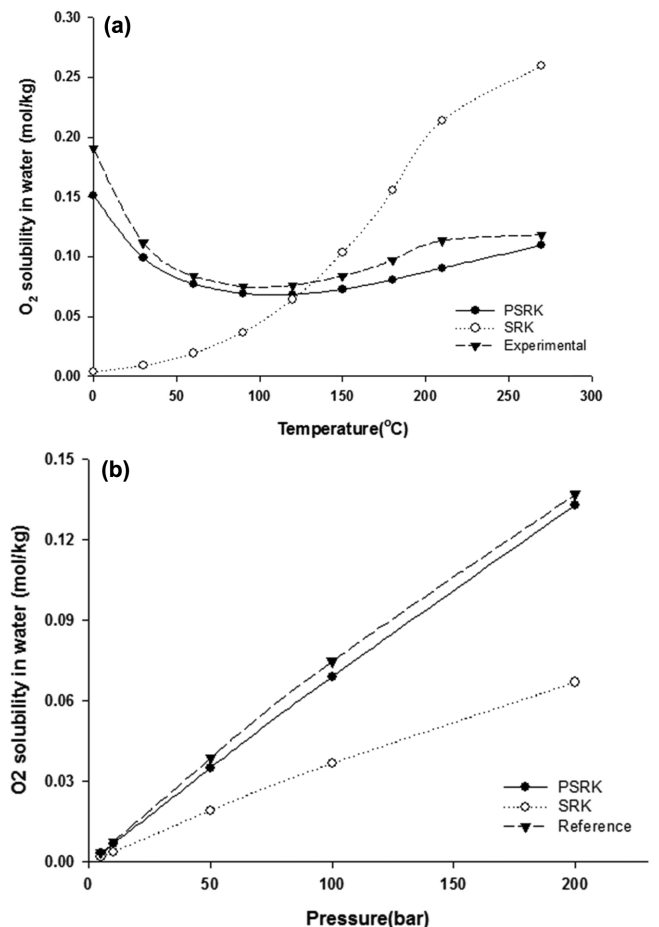
3-1. 산소 용해도에 따른 상태반응식의 선택

액상인 슬러지와 기상인 산소를 통한 기액반응에서 습식산화는

액상에서 반응이 진행되므로 물질전달이 매우 핵심이라고 할 수 있다. 이상유동에서의 mass flux는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$j = k_L(c_L^* - c) \quad (5)$$

여기서 k_L 은 liquid film coefficient이고 c_L^* 은 liquid interface concentration, c 는 bulk concentration 이다. c_L^* 은 기액 표면의 포화 산소농도이므로 산소 용해도가 커야 기체물질전달이 잘 됨을 알 수 있고 특히 고압조건에서의 기체는 Henry의 법칙에 따라 용해도가 증가하기 때문에 압력에 따른 공정모사가 잘 수행해야 하며 정확한

**Fig. 4. Oxygen solubility in water (A) various temperature at 100 bar (B) various pressure at 90 °C.**

모사를 위해 Aspen Plus 내에서 고압의 환경상태에서 제공하는 상태방정식 모델인 PSRK, SRK, PRMHV2, PRWS에 대해 용해도를 모사하였다. Fig. 4에서 온도와 압력에서의 산소용해도와 실험문헌치의 값과 비교해 보았으며 Fig. 4(A)에서 100 bar에서의 온도에 따른 산소용해도를 Aspen Plus를 통해 모사해 보았고, PRMHV2와 PRWS는 경향이 크게 벗어나 생각하였다. SRK는 120~150도에서의 용해도는 실제 데이터와 비슷하였지만 그 외의 경우 경향이 많이 벗어났고 온도에 따라 용해도가 증가하는 경향을 보였다. PSRK 상태방정식은 120도까지 온도에 따라서 용해도가 감소하다 그 이후에 증가하는 경향으로 실제 실험 데이터와 경향이 일치했다. 기체의 용해도는 발열과정이어서 온도에 따라 용해도가 낮아지다 고온 고압 조건에서는 물 분자의 유전율 변화로 산소기체의 용해도가 올라가게 된다. 90도에서의 각 상태방정식에 따른 용해도 조사결과 PRMHV2와 PRWS는 역시 경향을 벗어났고 SRK 상태방정식도 문헌수치에 비해 값이 50%의 수준정도를 보여주었지만 PSRK 상태방정식은 문헌치와 매우 비슷함을 확인 했다[18].

3-2. 중력식 반응기 길이

중력식 반응기는 길이가 길면 길수록 수두압이 높게 형성 되기 때문에 높은 압력조건하에서 산소의 높은 용해도와 그로 인하여 높은 전환율을 얻을 것으로 예상되며 각각에 대하여 300 m, 500 m, 750 m, 1000 m에 대하여 모사를 했다. 반응기 길이 별 온도 분포양상은 Fig. 5에 나타냈고 반응기 길이를 무차원으로 표현했을 때 0.0에서 0.5까지는 down flow를 의미하고 0.5부터 1.0까지는 up flow이다. 특히 산화제가 주입되는 0.5 부근에서는 발열반응으로 인하여 온도가 급격히 상승하게 된다. 중력식반응기 길이가 길어 질수록 내부온도가 올라감을 알 수 있으며 더 높은 수두압에 따른 고압상태에서 산화제와 반응을 할 수 있고 체류시간 또한 더욱 길기 때문에 down flow와 up flow간의 열교환에 있어서도 매우 유리하다. 각 길이 별로 down flow와 up flow에서 열교환은 $Q=21,023, 90,565, 145,676, 185,816$ kcal/hr를 보였다. Fig. 6에서 알 수 있듯이 upflow에서 vapor fraction을 확인했고 높은 내부 온도가 높기 때문에 중력식반응기 길이가 1000 m에서 가장 높았으며 이는 화학반응을 통해 많은 기체생성이나 물의 증기화가 되었다. Table 3에서 알 수 있듯이 유기물인 글루코스의 전환율의 경우 300 m에서는 27.73%로 매우 저조하였으

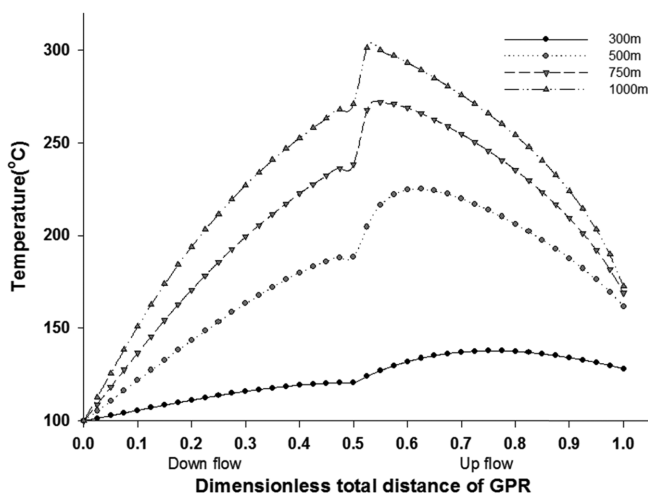


Fig. 5. Internal temperature with various depth in GPR.

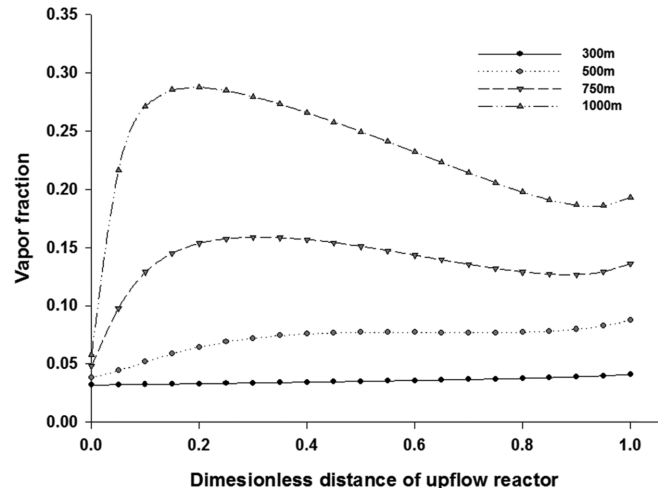


Fig. 6. Vapor fraction with various depth in upflow.

Table 3. Simulation results from various GPR depth

Category	GPR depth (m)			
	300	500	750	1000
Conversion (%)	27.73	64.18	80.88	97.72
VFAs yield (g/g)	0.106	0.162	0.159	0.154
Max temperature (°C)	137.75	224.98	271.77	301.21
Dewatering (%)	0.64	5.60	10.61	16.17
O ₂ efficiency (%)	17.04	47.75	64.75	82.02

나, 1000 m에서 97.72%로 거의 전환이 가능함을 알 수 있고 슬러지 전처리비용이 아닌 무해화용으로 플랜트를 지어야 한다면 깊이를 500 m 이상으로는 해주어야 한다. 유기산 생성은 300 m에서는 수율이 0.106로 다른 반응기 길이보다 30%정도 낮은 결과를 얻었으며 나머지 길이에서는 수율이 거의 일정했. 전환율과 마찬가지로 산소 소비의 효율 역시 깊이에 따라 크게 효과가 증가했다. 따라서 가장 반응기 길이가 가장 긴 1000 m의 반응기가 전환율이 가장 높았고, 산소 소비를 효율적으로 하기 때문에 산소의 가격도 줄일 수 있으므로 매우 적합하다.

3-3. 슬러지 유량에 따른 공정모사

Table 4에서는 슬러지 유량을 1.0, 1.5, 2.0, 2.5 ton/hr으로 하여 시뮬레이션을 한 결과를 정리했다. 1000 m 반응기 기준으로 하였고 반응기 하단에서 산화제를 투입하였고 글루코스의 전환율의 경우 유량이 증가해도 크게 변화지 않았다. 유량의 증가함에 따라서 유기산을 생산을 제외한 모든 부분에 있어서 감소했다. 처리량의 측면으로 보면 1 ton/h에서는 48.86 kg/h 이고 2.5 ton/h에서는 113.06 kg/h로 처리량이 2.32배이지만 산소 효율은 12.34%로 소량 감소하였다. 따

Table 4. Simulation results from various sludge flow rates

Category	Sludge flow rate (ton/h)			
	1.0	1.5	2.0	2.5
Conversion (%)	97.72	94.42	92.02	90.45
VFAs yield (g/g)	0.15	0.16	0.17	0.18
Max temperature (°C)	301.21	293.81	284.51	274.08
Dewatering (%)	16.17	14.82	13.76	12.92
O ₂ efficiency (%)	82.02	77.88	74.55	71.90

라서 1000 m 길이 반응기의 경우 2.5 ton/h 이상의 유량으로 설정하여도 적합하다. 한편 반응기 길이를 1500 m로 및 유량을 5 ton/h로 하였을 때에, 전환율은 99.5%로 시간당 248.75 kg 유기물 처리가 가능하고 유기산 효율은 0.173이고 탈수율은 16.1%이며 산소 효율은 81.8%였다. 중력식반응기가 더 길수록 슬러지 유량을 증가시켜도 되기 때문에 유기물 처리량이 크게 증가 할 것이다.

3-4. 산화제 종류

실제 산소 생성기나 보배의 경우 가격이 매우 높기 때문에 산화제로 에어 컴프레서를 통해 압축공기를 제공하는 것이 비용적 측면에서 효율적이므로 산화제로 산소와 공기를 이용하는 경우의 차이를 알아야 한다. 1 ton/h의 유량의 슬러지에 50 g/L의 글루코즈가 있으

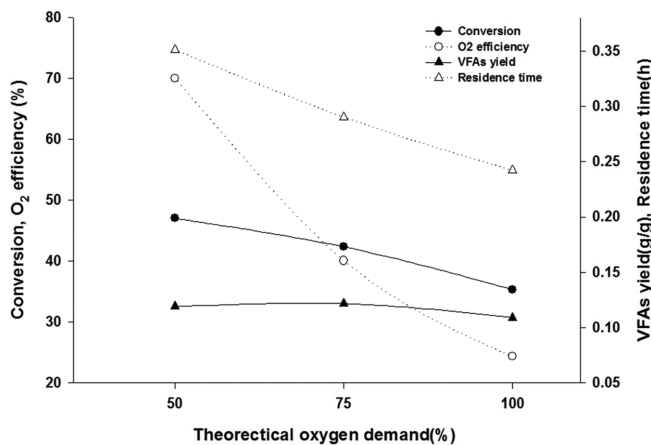


Fig. 7. Effects of theoretical oxygen demand with air as an oxidizer.

므로 53.5 kg/h의 산소가 필요로 하며 공기의 경우 질소:산소 = 4:1로 가정하면, 이론적 요구량이 100% 일때에 267.5 kg/h 유량으로 주입 해주어야 하고 이론적 요구량의 50%, 75%로도 시뮬레이션을 하였다. Fig. 7에서 알 수 있듯이, 1000 m 길이의 반응기에 이론적 산소 요구량의 100%로 공기를 주입할 때의 산소효율은 24%에 불과하였지만, 50%로 주입했을 때에 70%까지 증가하였다. 전환율은 35.3%에서 47.1%로 증가하여서 공기를 조금 넣었을 때 오히려 전환율이 더 높은 결과를 얻었다. 많은 유량으로 인하여 산소요구량이 100%의 경우 upflow에서 체류시간이 0.24 h임에 불구하고 산소요구량의 50%에서는 0.35 h로 45.8% 더 길었고 반응에 있어 시간이 충분하지 않으므로 전환율과 산소효율이 낮게 나왔다. 이처럼 산화제를 공기로 하는 경우에는 산소를 산화제로 하는 경우보다 전환율, 처리량, 산소의 효율적 사용도 등의 측면에서 모두 낮았고 이를 방지하기 위해 반응기의 지름의 증가, 슬러지 유량 감소, 중력식 반응기길이 증가와 같은 방법을 통해 체류시간을 늘려야 한다.

3-5. 산화제 주입 위치

산화반응은 산화제 주입위치에 반응의 시작이 달라지고 주입위치가 반응기의 하단이 아닌 상부 쪽에 해두었을 때, 체류시간이 길어져 전환율 향상에 도움이 될 수도 있지만, 수두압 형성이 낮은 상태이기 때문에 산화제의 용해도가 낮아 물질전달의 한계가 있을 것이며 산화제의 낮은 밀도에 인해 수두압이 반응기 깊이의 증가에 따라 미미한 변화를 보여 줄 것이다. 산화제 주입위치 시뮬레이션은 반응기 길이가 500 m 일 때에 125 m, 250 m, 375 m 그리고 체일 하단인 500 m에 주입을 해 보았다. Fig. 8처럼 각각의 stream을 대응하는 reactor에 thermal substream으로 넣었고 반응기가 500 m로 125 m씩 4쌍으로

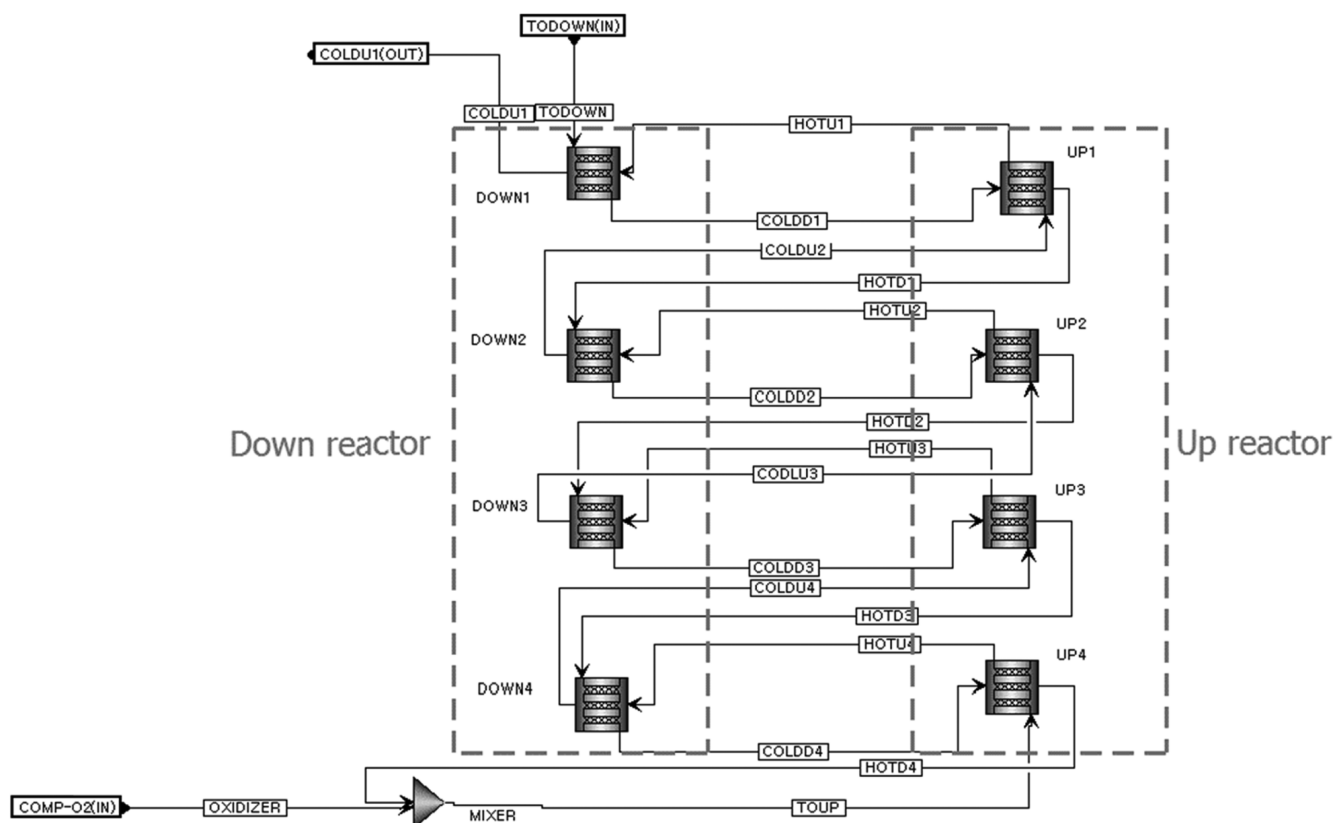


Fig. 8. Process flow diagram for different position of injected oxidizer.

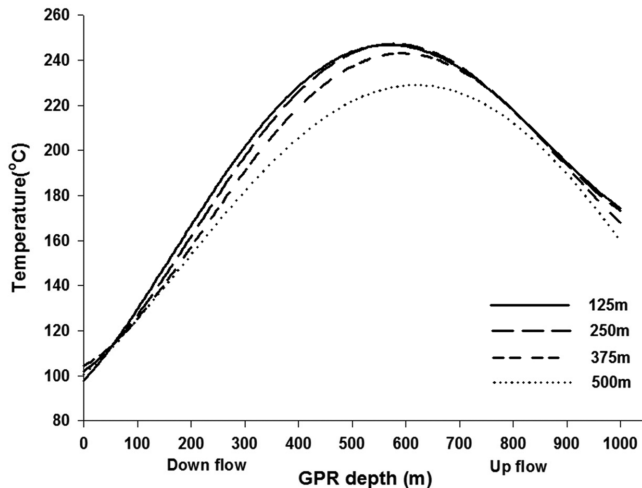


Fig. 9. Effect of injected oxidizer position with internal temperature in 500 m depth reactor.

구현해 보았다. 1000 m 길이의 중력식 반응기에서 산화제를 하단에 주입했을 때 두 가지의 방법을 비교해 본 것으로 전환율, 유기산 수율, 탈수율, 산소 효율의 면에서 오차가 1%정도나 혹은 그보다 작기 때문에 매우 신뢰 할 수 있다(Support information 2). Fig. 9은 산화제 주입위치에 따른 GPR 내부 온도양상으로써 시뮬레이션으로 얻은 값을 추세선으로 표현했고 산화제 주입을 down flow의 125 m에서 산화제 주입을 해 주었을 때 가장 온도 및 처리량이 높았으며 하단으로 갈수록 낮은 경향을 나타내었다. 즉 산화제 위치를 하단에 가깝게 주입해 주었을 때 전환율 67.5%에서 50.3%로 감소하였고, 산소효율도 50.3%에서 38.3%로 낮아졌다. 이는 산화제 주입 위치가 하단이 최적이지 않음을 시사하지만 산화제가 down flow에서 슬러지와 함께 반응을 할 때에 밀도차에 수두압형성이 다르게 되어야 하는데 이점이 Aspen Plus에서는 적용이 되지 않으므로 다상수치해석을 통해 수두압의 해석하여 보정을 해주어야 한다.

4. 결 론

아임계 조건하에서의 습식산화는 높은 압력 및 온도 조건하의 반응이 필요하지만 중력식 반응기를 이용할 경우 수두압으로 인해 고압펌프가 필요 없고 또한 발열반응으로 반응기 하단온도가 300 °C 까지 올라 갈 수 있어 타 공정보다 운전비용이 매우 싸고, 효율적인 슬러지 처리 공정이 될 수 있다. 본 연구에서는 중력식 반응기의 길이, 슬러지 유량, 산화제 종류 및 산화제 주입 위치에 따른 슬러지 분해 특성을 알아보았으며 중력식반응기 길이가 깊어질수록 전환율과 탈수율 및 산화제 효율이 높아지는 경향이 있었고 중력식 반응기 1000 m, 유량이 2 ton/h일 때에 유기물의 전환율은 92.02%, 유기산 효율은 0.17 g/g보였다. 하지만 이는 긴 반응기 제작에 따르는 기술력 및 제작비용이 수반되어야 한다. 또한 반응기 길이 외에 유량, 산화제 주입 위치에 따라 슬러지 처리율이 달라지기 때문에 최적화가 필요하고 산화제 선택에 있어 산소와 공기에 따라 크게 전환율이 변화하게 되므로 산화제 자체비용과 슬러지 처리를 통해 얻을 수 있는 경제적 효과를 고려를 하여 선택 해야 한다. 또한 아임계 조건하 모든 공정모사에서 유기물의 10% 이상 유기산으로 전환이 되므로 이를 추가적으로 활용하는 공정이 필요하다. 본 시뮬레이션에서는 이

상적인 유체라 가정하여 관내마찰을 무시하였으며 실제조건에서는 이를 추후에 보정을 해 주어야 한다.

감 사

본 연구는 국토교통부의 2015년도 국토교통기술혁신연구사업인 “아임계(150 atm 이하) 압력조건하 대심도 유기폐기물 무해화 연속 반응모델 및 설계코드 원천기술 연구(15CTAP-C077533-02)”의 일부 결과입니다.

Reference

- Ahn, J., “Kinetics Study for Wet Air Oxidation of Sewage Sludge,” *Journal-korean Society of Environmental Engineers*, **27**, 746(2005).
- Chatzisyneon, E., Diamadopoulos, E. and Mantzavinos, D., “Effect of Key Operating Parameters on the Non-catalytic Wet Oxidation of Olive Mill Wastewaters,” *Water Science and Technology*, **59**, 2509(2009).
- Cho, I. H., Ko, I. B. and Kim, J. T., “Technology Trend on the Increase of Biogas Production and Sludge Reduction in Wastewater Treatment Plants: Sludge Pre-treatment Techniques,” *Korean Chemical Engineering Research* **52**, 413(2014).
- Dietrich, M., Randall, T. and Canney, P., “Wet Air Oxidation of Hazardous Organics in Wastewater,” *Environmental Progress* **4**, 171(1985).
- Fei, Q., Chang, H. N., Shang, L., Kim, N. and Kang, J., “The Effect of Volatile Fatty Acids as a Sole Carbon Source on Lipid Accumulation by *Cryptococcus Albidus* for Biodiesel Production,” *Biore-source Technology* **102**, 2695(2011).
- Gardner, L., “Stainless Steel Structures in Fire,” *Proceedings of the ICE-Structures and Buildings*, **160**, 129(2007).
- Genç, N., Yonsel, Ş., Dağışan, L. and Onar, A. N., “Wet Oxidation: A Pre-treatment Procedure for Sludge,” *Waste Management*, **22**, 611(2002).
- Grän-Heedfeld, J., Schlüter, S. and Daun, M., “Modelling and Simulation of a Deep Well Reactor for the Wet Air Oxidation of Sewage Sludge,” *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* **34**, 121(1995).
- Hii, K., Baroutian, S., Parthasarathy, R., Gapes, D. J. and Eshtiagh, N., “A Review of Wet Air Oxidation and Thermal Hydrolysis Technologies in Sludge Treatment,” *Bioresource Technology*, **155**, 289(2014).
- Holderbaum, T. and Gmehling, J., “Psrk: A Group Contribution Equation of State Based on Unifac,” *Fluid Phase Equilibria*, **70**, 251(1991).
- Kodra, D. and Balakotaiah, V., “Two-phase Model for Subcritical Oxidation of Aqueous Wastes in a Deep-well Reactor,” *Hazardous Waste and Hazardous Materials*, **10**, 247(1993).
- Kolaczowski, S., Plucinski, P., Beltran, F., Rivas, F. and McLurgh, D., “Wet Air Oxidation: A Review of Process Technologies and Aspects in Reactor Design,” *Chemical Engineering Journal* **73**, 143(1999).
- Kritzer, P. and Dinjus, E., “An Assessment of Supercritical Water Oxidation (scwo): Existing Problems, Possible Solutions and New Reactor Concepts,” *Chemical Engineering Journal* **83**, 207

- (2001).
14. Lee, S. U., Jung, K., Park, G. W., Seo, C., Hong, Y. K., Hong, W. H. and Chang, H. N., "Bioprocessing Aspects of Fuels and Chemicals from Biomass," *Korean Journal of Chemical Engineering*, **29**, 831(2012).
 15. Li, L., Chen, P. and Gloyna, E. F., "Generalized Kinetic Model for Wet Oxidation of Organic Compounds," *AIChE Journal*, **37**, 1687(1991).
 16. Luan, M., Jing, G., Piao, Y., Liu, D. and Jin, L., "Treatment of Refractory Organic Pollutants in Industrial Wastewater by Wet Air Oxidation," *Arabian Journal of Chemistry* (2012).
 17. Luck, F., "Wet Air Oxidation: Past, Present and Future," *Catalysis Today*, **53**, 81(1999).
 18. Ming, G. and Zhenhao, D., "Prediction of Oxygen Solubility in Pure Water and Brines up to High Temperatures and Pressures," *Geochimica et Cosmochimica Acta*, **74**, 5631(2010).
 19. Mishra, V. S., Mahajani, V. V. and Joshi, J. B., "Wet Air Oxidation," *Industrial & Engineering Chemistry Research* **34**, 2(1995).
 20. Park, G. W., Fei, Q., Jung, K., Chang, H. N., Kim, Y. C., Kim, N. J., Kim, S. and Cho, J., "Volatile Fatty Acids Derived from Waste Organics Provide an Economical Carbon Source for Microbial Lipids/biodiesel Production," *Biotechnology Journal* **9**, 1536(2014).
 21. Park, G. W., Seo, C., Jung, K., Chang, H. N., Kim, W. and Kim, Y.-C., "A Comprehensive Study on Volatile Fatty Acids Production from Rice Straw Coupled with Microbial Community Analysis," *Bioprocess and Biosystems Engineering*, **38**, 1157(2015).
 22. Su, C.-S., "Prediction of Solubilities of Solid Solutes in Carbon Dioxide-expanded Organic Solvents Using the Predictive Soave-Redlich-Kwong (psrk) Equation of State," *Chemical Engineering Research and Design*, **91**, 1163(2013).