

VOC 방출을 고려한 폐수처리공정의 모델링 및 모사에 관한 연구

성경원 · 전상기 · 이성철
한양대학교 화학공학과

A Study on Modeling and Simulation of Wastewater Treatment Process Considering VOC Emissions

Seong, Kyoung Won · Chun, Sang Ki · Yi, Sung Chul
Department of Chemical Engineering, Hanyang University

Abstract

ASPEN PLUS, a steady-state simulator, was used in this study for predicting emissions of VOCs and tracing the fate of all compounds in biodegradation processes. Mathematical models for the processes such as volatilization, reaction and clarification were adopted from literatures. Unlike most previous simulations that various pollutants were considered as a single component, COD or BOD, four components of water, biomass, VOCs and COD were included in this simulation. Sensitivity analysis of several physical parameters on the performance of the WWTP was conducted. Model predictions of VOCs emissions agreed well with the plant data. The simulator could provide design conditions for a future WWTP as well as monitoring/control regimes to an existing WWTP.

Keywords : Water pollution, Wastewater, WWTP, VOC, ASPEN plus

I. 서론

산업사회가 고도로 발전할수록 폐수의 양적인 증가와 더불어 그 성상이 다양해지고 있다. 사회적으로 NIMBY 현상이 팽배함에 따라 폐수 중에 휘발성 유기 화합물(VOC) 등의 독성물질이 포함되는 경우 발생할 수 있는 악취와 같이 주변환경에 미칠 수 있는 영향들에 대한 고려가 필요한

실정이다.

폐수처리공정 중 특정 화합물이 주변에 미치는 영향을 예측, 규명하기 위해서는 폐수처리공정 자체의 모사가 우선되어야 한다. 기존 폐수처리공정 모사기에는 GPS-X, BASTE, BioWin 등이 있다. 이와 같은 모사기들은 활성 슬러지법을 이용한 일반적인 폐수처리공정을 모사하는데 많이 쓰여지고 있지만, 다양한 폐수의 유기물질들을

COD로 대표되는 하나의 성분으로만 처리함으로써 다양한 성상을 갖는 폐수처리과정 중 특정 성분에 대한 파악을 하기에는 힘든 단점이 있다. 또한 이들 모사기는 2차 처리 공정만을 대상으로 하기 때문에 침전조 등의 다른 공정을 포함하는 전체 폐수처리공정을 모사하지 못하는 한계점이 있다.

본 연구에서는 이러한 기존 모사기들의 단점을 보완하고 전체 공정을 모사할 수 있는 모형을 개발하려고 한다. 먼저 활성슬러지법에 의한 기본적인 폐수처리 공정 상의 주요 성분을 규명하고 독성물질이 주변으로 증발되는 방출량을 예측하기 위해 정상상태 모델링을 수행한다. 이런 모델을 기반으로 폐수처리공정을 표현하기 위한 모델을 개발하고 이에 따라 현존하는 폐수처리공정의 모니터와 제어를 위한 지침을 마련하는 한편 미래 폐수처리장의 설계 조건을 제시할 수 있는 근거를 마련하고자 한다.

II. 이론

폐수처리과정 상의 유량 조정조, 반응조, 2차 침전조에서 오염물질(pollutant), 물, 생체량(biomass)에 대한 비정상 물질 수지식은 다음과 같이 간단한 상미분 방정식으로 표현된다.

$$\frac{d(VC)}{dt} = Q_i C_i - Q_o C_o + r_D + r_R \dots\dots\dots (1)$$

정상상태일 때 위의 상미분 방정식은 다음과 같다.

$$0 = Q_i C_i - Q_o C_o + r_D + r_R \dots\dots\dots (2)$$

여기서 생물학적 반응은 반응조에서만 일어나는 것으로 생각하고 생체량에 대한 r_D 는 무시하며, 유량 조정조와 반응조에서 완전한 혼합이 일어나는 것으로 가정한다.

각각의 basin에서 폭기 여부와는 상관없이 특정 성분의 증발속도는 물질전달 과정으로 표현할 수

있으며 각각의 휘발성분에 대한 물질전달 플럭스 방정식은 다음과 같다.

$$r_D = AK_L(C_L^* - C_L) \dots\dots\dots (3)$$

$$r_G = AK_G(C_G - C_G^*) \dots\dots\dots (4)$$

각 공정들은 대기에 노출된 상태로 바람의 영향을 받게되므로 증발된 휘발성분들은 바람에 의해 깨끗한 공기로 대치된다. 그러므로 새롭게 대치되는 공기는 휘발성분을 포함하고 있지 않다는 가정에 의해 $C_L^* = 0$ 이 된다. 단, 물에 대해서는 공기가 수분을 포함하고 있을 수 있으므로 유효하지 않다.

액상, 기상의 경계층과 기·액 계면에서의 저항을 고려하여 총괄 물질전달 계수를 정의하면 다음과 같다.

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{RT}{Hk_G} \dots\dots\dots (5)$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{H}{RTk_L} + \frac{1}{k_G} \dots\dots\dots (6)$$

이 식을 폭기가 일어나지 않는 quiescent basin과 폭기가 일어나는 turbulent basin에 적용하여 overall quiescent coefficient와 overall turbulent coefficient를 결정한다. 폭기가 일어나는 turbulent basin에서는 전체 basin의 표면적 중 폭기의 영향을 받는 표면적의 비율(f_T)을 이용하여 다음과 같은 weighted overall liquid mass transfer coefficient를 사용한다.

$$K_{L,W} = f_T K_{L,T} + (1 - f_T) K_{L,Q} \dots\dots\dots (7)$$

기상을 기준으로 한 weighted overall gas mass transfer coefficient도 유사하게 표현될 수 있다.

액상물질전달계수를 결정하는 방법으로는 Lunney⁽⁴⁾의 식을 이용하였다. 이 식은 크기가 다른 시스템의 비교를 가능하게 하고 비교적 큰 시스템에 잘 맞으며 낮은 풍속에서도 이용될 수 있다.

$$k_{L,Q} = 2.78 \times 10^{-6} \left[\frac{D_{i,H_2O}}{D_{ETHER}} \right]^{2/3} \dots\dots\dots (8)$$

(for $0 < U < 5 \text{ m/s}$ and all $3/D$ ratio)

$$k_{L,Q} = [(2.605 \times 10^{-9})(F/D) + (1.277 \times 10^{-7})] U^2 \left[\frac{D_{i,H_2O}}{D_{ETHER}} \right]^{2/3} \dots\dots\dots (9)$$

(for $U < 5 \text{ m/s}$ and all $14 < 3/D < 51.2$)

$$k_{L,Q} = 2.61 \times 10^{-7} U^2 \left[\frac{D_{i,H_2O}}{D_{ETHER}} \right]^{2/3} \dots\dots\dots (10)$$

(for $U < 5 \text{ m/s}$ and $3/D > 51.2$)

위의 식은 물에서의 참조 화합물로 일반적으로 많이 사용되는 산소가 아닌 diethyl ether를 이용함으로써 폐수에서 발견되는 성분들과 더욱 연관성을 두었다. 하지만, Lunney⁶⁾의 식은 $U < 5 \text{ m/s}$, $3/D < 14$ 인 조건에서 적용이 될 수 없는 단점이 있으므로 마찰속도를 이용하여 모든 시스템에 적용이 될 수 있게 한 Mackay와 Yeun⁸⁾의 식도 추가로 도입하였다.

$$k_{L,Q} = 1.0 \times 10^{-6} + 34.1 \times 10^{-4} U^* S_{CL}^{-0.5} \dots\dots\dots (11)$$

(for $U^* > 0.3$)

$$k_{L,Q} = 1.0 \times 10^{-6} + 144 \times 10^{-4} U^{*2.2} S_{CL}^{-0.5} \dots\dots\dots (12)$$

(for $U^* < 0.3$)

(단, $S_{CL} = \frac{\mu}{\rho D_{i,H_2O}}$, $U^* = U \sqrt{6.1 + 0.63U}$)

이 식은 이전까지의 관계식에서는 포함되지 않았던 풍속이 거의 0인 경우에도 사용할 수 있는 장점을 가지고 있다.

기상 물질전달계수를 결정하는 식으로는 모든 경우에 적용 가능하고, 실제 측정값에서 약 50% 내의 정확도를 가진 것으로 알려진 Mackay와 Matsugu⁷⁾의 식을 선택하여 이용하였다.

$$k_{G,Q} = 0.0292 U^{0.78} d_e^{-0.11} S_{CG}^{-0.67} \dots\dots\dots (13)$$

(단, $S_{CG} = \frac{\mu_{AIR}}{\rho_{AIR} D_{i,AIR}}$)

$k_{L,T}$ 를 결정하는데 있어서는 폭기조에 공급되는 동력과 화합물의 확산도를 고려한 Thibodeaux¹¹⁾의 식을 선정하였다.

$$k_{L,T} = 8.22 \times 10^{-9} \Gamma P_o (1.024)^{T-293.15} O_r 10^{0.6(MW_L)} f_T A \rho \left[\frac{D_{i,H_2O}}{D_{O_2,H_2O}} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (14)$$

$k_{G,T}$ 를 구하기 위해서는 Reinhardt⁹⁾가 실험을 통해 유도한 실험식을 이용하였다.

$$k_{G,T} = 1.35 \times 10^{-7} Re^{1.42} N_p^{0.4} S_{CG}^{0.5} Fr^{-0.21} \left[\frac{D_{i,AIR} MW_{AIR}}{d} \right] \dots\dots\dots (15)$$

(단, $Re = \frac{d^2 \omega \rho_{AIR}}{\mu_{AIR}}$, $N_p = \frac{0.85 P_o g_c}{N_p \rho d^5 \omega^3}$, $Fr = \frac{d \omega^2}{g_c}$)

활성 슬러지 반응조에서는 세포유지, 내생 호흡, 세포합성의 세 가지 과정으로 생물학적 분해반응이 일어난다고 생각하였으며, 각 반응은 다음의 식들로 표현된다.

세포 유지 (Cell Maintenance)

COD → Water

$$\frac{d[COD]}{dt} = -k_{maint} [MLVSS] \dots\dots\dots (16)$$

$$\frac{d[Water]}{dt} = -\frac{d[COD]}{dt} \dots\dots\dots (17)$$

내생 호흡 (Endogenous Respiration)

MLVSS → (Ye)COD + (1-Ye)Water

$$\frac{d[MLVSS]}{dt} = -k_{endog} [MLVSS] \dots\dots\dots (18)$$

$$\frac{d[COD]}{dt} = -Ye \frac{d[MLVSS]}{dt} \dots\dots\dots (19)$$

$$\frac{d[Water]}{dt} = -(1 - Ye) \frac{d[MLVSS]}{dt} \dots\dots\dots (20)$$

세포 합성 (Cell Synthesis)

COD → (Y)MLVSS + (1-Y)Water

$$\frac{d[MLVSS]}{dt} = \frac{k_{synth} [MLVSS]}{(1 + \frac{K_s}{[COD]})} \dots\dots\dots (21)$$

$$\frac{d[COD]}{dt} = -\frac{1}{Y} \frac{d[MLVSS]}{dt} \dots\dots\dots (22)$$

$$\frac{d[Water]}{dt} = -(1-Y) \frac{d[COD]}{dt} \dots\dots\dots (23)$$

주요 매개변수인 k_{synth} , K_s , Y 는 기질과 COD 농도의 함수이지만 여기서는 상수로 가정하였다. 일반적인 가정 폐수에서의 주요 매개변수들의 범

Table 1. A range of kinetic parameter values for domestic sewage[10]

	for Domestic Sewage
k_{endog} (Decay const.)[1/day]	0.05 ~ 0.10
k_{synth} [1/day]	3.5 ~ 10
K_s (Saturation Const.) [mg COD/L]	25 ~ 100

위는 Table 1과 같다.

본 연구에서는 2차 침전조에 대해 상세한 모사가 목적이 아니므로 비교적 단순한 형태인 Sundstorm과 Klei⁽¹⁰⁾의 모델을 이용하였다. 여기서 β 는 일정 기간 동안 측정하여 얻은 두 가지의 농도를 기준으로 결정하게 된다.

$$\beta = \frac{X_U}{X_{ASB}} \dots \dots \dots (24)$$

생물학적 프로세스의 기질 제거 효율을 결정하는 중요 인자로는 F/M비(Food to Microorganism ratio)와 슬러지 일령(sludge age)이 있다. F/M비는 반응조 내 단위 미생물 질량당 기질 부하율을 뜻하며 sludge loading rate라고도 한다. 슬러지 일령이란 활성 슬러지가 반응조 내에 체류하는 평

균 기간을 뜻하며 세포 체류시간(cell residence time) 또는 고형물 체류시간(solids retention time)이라고도 한다.

III. 모 사

앞에서 서술한 증발속도와 호기성 생물학적 반응 속도 등에 관한 모델식을 바탕으로 문헌상의 실제 산업폐수처리장을 대상으로 모사를 수행하였다.

대상으로 삼은 폐수처리장의 공정도는 Fig. 1과 같다. 유입폐수는 연속적인 두 개의 유량 조정조(equalization basin)를 거쳐 동일한 세 개의 활성 슬러지 반응조(ASB : Activated Sludge Basin)에서 생물학적 분해 반응이 일어나고 반응물은 2개의 2차 침전조(clarifier)를 통하여 반송 슬러지와 유출수로 나누어지게 된다. 2차 침전조에서 MLVSS의 분리를 돕기 위하여 물과 공기가 주입되는 DAF(Dissolved Air Flotation unit)가 추가로 연결되어 있다. 대상 폐수처리장의 유입수의 조건은 Table 2에 나타내었다.

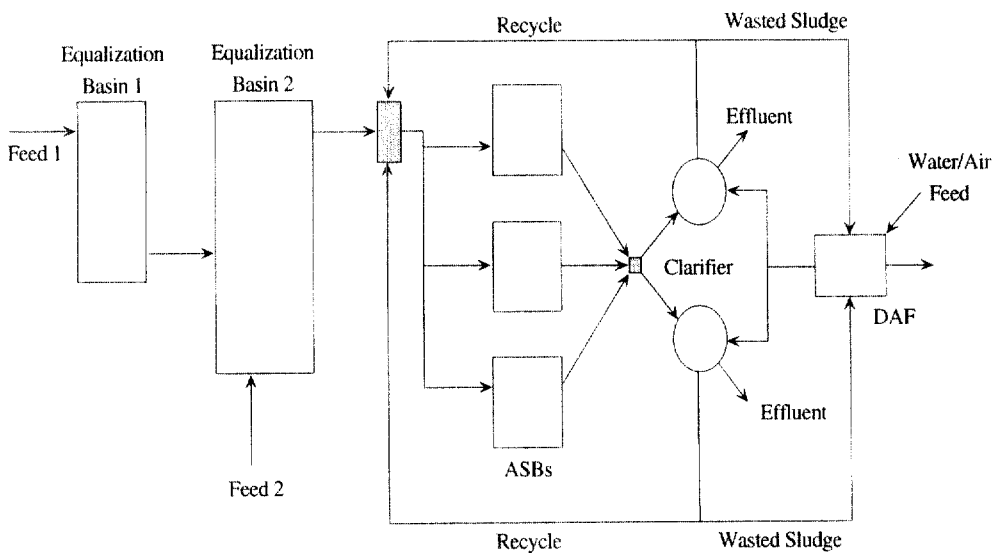


Fig. 1. Industrial wastewater treatment plant used in this study.

Table 2. Influent conditions of industrial wastewater treatment plant

Feed1	flow rate	300 gpm
	COD conc.	3000 ppm
	Methanol conc.	500 ppm
	Acetic acid conc.	2500 ppm
Feed2	flow rate	900 gpm
	Methanol conc.	50 ppm
DAF	water/air flow rate	150 gpm

Feed2보다는 Feed1에서 유기물질의 농도가 큰 것을 알 수 있다. 유입폐수 중 비휘발성 유기물질 농도는 COD로 대표되는 양으로 생각하였다. 유입폐수 중 메탄올을 특정한 관심물질로 선정 한 이유는 미국의 대기 정화법 수정조항(Clean Air Act Amendment)과 Superfund Amendment Reauthorization Act Title III Section 313에서 메탄올을 reportable compound로 제시하고 있으며 우리 나라에서도 인체 유해성이 큰 물질로서 분류하여 규제대상물질로 정해놓고 있기 때문이다. 또 다른 관심물질인 아세트산은 처리장에 있어서 매우 높은 농도로 유지되기 때문에 별도의 성분으로 분류, 선정 한 것이다.

Table 3은 대상 폐수처리공정 상의 각 unit들에 대한 크기를 나타낸 것이며, Table 4는 활성 슬러지 반응조에서의 여러 조건들이다. 이 값들은 폐수처리장 조업 매뉴얼에서 제시된 값들이다. 또

Table 3. Sizes of each basins

Equalization Basin 1	Length	91.44 m
	Width	41.76 m
	Depth	3.00 m
Equalization Basin 2	Length	121.58 m
	Width	68.58 m
	Depth	3.00 m
ASB(Activated Sludge Basin)	Length	103.00 m
	Width	103.00 m
	Depth	3.00 m
Clarifier	Diameter	27.432 m
	Depth	3.00 m

Table 4. Operating conditions of activated sludge basin

Number of surface aerators per basin (N_s)	4
Turbulent fraction of surface area (f_T)	0.25
Impeller speed (ω)	30 revolutions/min
Diameter of aerator impellers (d)	271 cm
Oxygen transfer rating (I')	5.00 lb/hr/hp
Oxygen transfer correction factor (O_c)	0.9
Power to aerators (P_a)	1200 hp

한, β 값은 평균값 1.7이고 표준편차 0.47의 값을 갖고 있는 것으로 알려져 있다.

위와 같은 폐수처리장을 모사하기 위하여 본 연구에서는 정상상태 상용 모사기인 ASPEN PLUS(version 9.2)를 이용하였다. ASPEN PLUS를 이용하여 폐수처리공정을 모사함에 있어 ASPEN PLUS가 제공하는 unit들은 폐수처리공정 상의 개개 unit들을 정확히 표현하지 못한다. 그러므로 앞의 이론에서 제시한 생물학적 분해속도와 VOC의 증발속도 등을 고려한 user 서브루틴을 이용하여 실제 폐수처리공정 unit을 묘사하도록 표현하였다. ASPEN PLUS에서 폐수처리공정을 모사하기 위한 전체적 구성은 Fig. 2와 같다.

대기 중에 노출된 각각의 basin에서 VOC 및 물의 방출 속도를 계산하기 위하여 'USRMT'이라는 user 서브루틴을 구성하였다. 이것은 여러 변수들을 입력받아 총괄 물질전달계수와 헨리의 법칙(Henry's law)에 사용되는 계수들을 계산하는 기능을 하고 있다. 활성 슬러지법을 이용한 호기성 생물학적 산화 반응속도를 계산하기 위해서는 user 서브루틴 'USRRXN'을 구성하였다. 반응 양론비와 kinetic parameter 등을 입력받아 생물학적 반응 속도를 계산한 후 ASPEN PLUS의 'ASB' 블록으로 값을 돌려준다.

유량 조정조를 표현하기 위하여 ASPEN PLUS의 'SEP2' 블록을 이용하였다. 'SEP2' 블록을 증발속도 계산을 위한 서브루틴과 연계시키기 위하여 in-line FORTRAN을 사용하였다. ASPEN PLUS 상에서 묘사한 활성 슬러지 반응

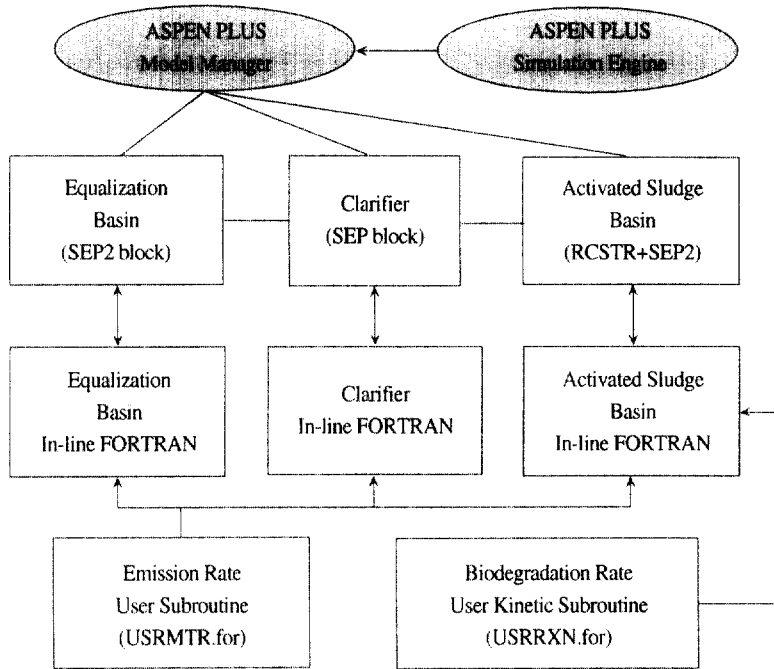


Fig. 2. ASPEN PLUS representation for simulation.

조는 하나의 unit가 아닌 2개의 블록으로 표현하였다. 첫 번째 블록은 'RCSTR' 블록으로서 증발과 반응이 동시에 일어나는 현상을 포괄하는 블록이다. 'RCSTR' 블록은 두 개의 outlet을 가질 수 없으므로 증발되어서 기상으로 나가는 outlet을 표현할 수 없다. 그러므로 'SEP2' 블록을 'RCSTR' 블록 다음에 연결시켜 SEP2 블록에 의해 증발하는 vapor stream 표현이 가능하도록 했다. 'ASB'에서도 in-line FORTRAN을 이용하였다. 'RCSTR' 블록에서 'USRRXN' 서브루틴이 연결되게끔 하여 생물학적 반응 속도를 결정한 후 계산된 반응속도를 다시 'RCSTR' 블록으로 돌려 받을 수 있도록 구성하였다. 'ASB' 블록에서 일어나는 생물학적 분해 속도를 결정하는데 가장 중요한 것은 주요 매개변수의 선택이다. Table 5는 대상 폐수처리공정에 사용하기 위해 문헌^{23,4)}에서 찾은 매개변수들이다. 침전조에서도 VOC와 물의 증발을 고려할 수 있으므로 effluent

는 모두 3개로 이루어지게 된다. 그러므로 침전조는 3개 이상의 effluent를 가질 때 이용되는 'SEP' 블록을 이용하였다. 또한 증발속도와 슬러지 침강을 계산하기 위해 in-line FORTRAN을 통해 'USRMTR' 서브루틴을 거치게 되며, Sundstorm과 Klei¹⁰⁾의 식을 이용하여 계산한다. DAF는 MLVSS를 특정 분율로 농축하는 역할을 하므로, 물과 MLVSS를 포함하는 2개의 outlet만이 존재하게 되어 'SEP2' 블록을 써서 표현할 수 있다.

Table 5. Kinetic parameters used in this study [7,8,9]

	Methanol	Acetic acid	COD
k_{maint} [1/day]	0.01	0.01	0.01
k_{endog} (Decay const.) [1/day]	0.06	0.06	0.06
k_{synth} [1/day]	0.15	0.168	4
K_s (Saturation const.) [mg COD/L]	90	14.29	19.98

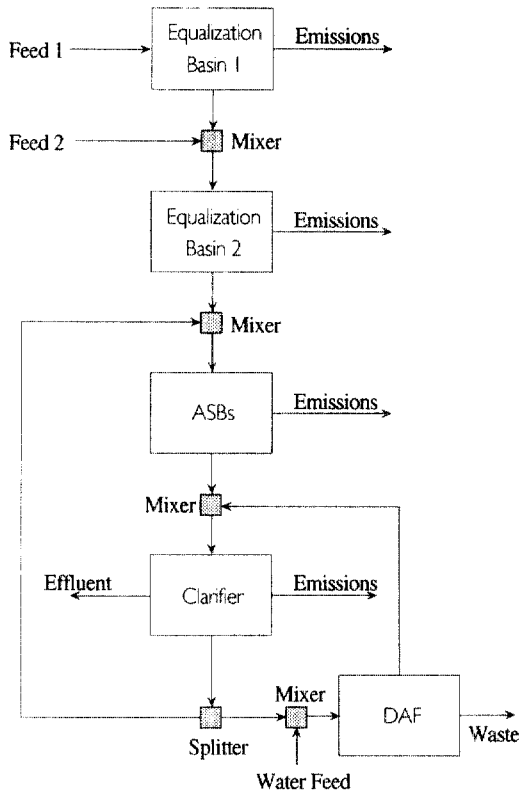


Fig. 3. ASPEN PLUS representation of overall WWTP.

Fig. 3에는 개별 공정 unit들을 포함하여 구성된 전체 공정을 나타내었다. 위에서 언급한 주요 unit들 외에 mixer와 splitter를 이용해 각 stream을 연결시켜 총괄적인 폐수처리공정을 구성하였다.

IV. 결과

본 연구에서는 2차 침전조에서 반응조로 재순환되는 stream과 DAF에서 2차 침전조로 연결되는 stream을 tearing하여 ASPEN PLUS를 통해 반복 계산을 수행했고 약 20여 회의 반복계산으로 수렴을 시켰다.

생물학적 분해 속도를 결정하고 전체 공정의 수렴성을 판가름하는데 있어 가장 중요한 것은 여러 kinetic parameter들이다. 앞서 제시한 k_{maint} ,

k_{endog} , k_{synth} , K_s 등의 매개변수들을 결정하는데 있어 대상 폐수처리장에 대해 실험적으로 구해진 수치가 없는 이유로 문헌^{12,34,5)}을 통해 타당한 값을 찾았고 일반적으로 알려진 범위 안에서 여러 매개변수 값들을 변화시켜 모사를 수행해 보았다. 그 결과 0.05-0.10 사이에서 변하는 decay constant k_{endog} 가 전체 stream의 수렴값에 가장 큰 영향을 미치는 것으로 판별되었고 $k_{endog} = 0.06$ (1/day)일 때 반응조 내의 MLVSS 농도가 실측치 2,700mg/L에 가장 근접하는 것으로 나타났다.

실제 폐수처리공정을 어느 정도 정확히 모사를 해냈는가를 평가하기 위하여 Table 6과 같이 주요 조업조건과 매개변수에 대해 실측치와 모사치를 비교해 보았다. 실제 반응조에서 MLVSS의 농도는 2,700 - 2,800mg/L 정도로 유지되고 있는 반면 모사를 통한 값은 약 2,620mg/L을 나타냈다. 기질 제거 효율을 결정하는 매개변수인 슬러지 일령은 측정치가 18일 정도이고 모사치는 16.4일 정도가 계산되었으며 F/M비는 측정치가 0.1인 반면 모사치는 0.16으로 나타났다. 또한 본 연구를 통한 모사결과가 동일한 폐수처리공정을 모사한 Witt¹²⁾의 결과보다 실측치와 잘 일치함을 확인할 수 있었다.

반응조 내에서 MLVSS의 양과 슬러지 일령은 5 - 10% 가량의 오차를 보여 어느 정도 근사한 값을 가지는 반면 F/M비는 비교적 큰 차이를 보

Table 6. Comparison between simulation results and measured WWTP values

(*) Results from Witt¹²⁾

(**) Data from process monitoring and control computers

	Simulation Prediction Value	Other Simulation*	Measured Value**
MLVSS (mg/L)	2,620	2600	2,700 - 2,800
Sludge Age (days)	16.4	16	18
F/M Ratio	0.16	0.2	0.1

였다. 이것은 실측치에 의한 F/M비가 TOC 분석을 기반으로 계산된 값인 반면, 모사를 수행할 때는 COD를 기반으로 개개 화학종을 고려하여 계산된 결과이기 때문인 것으로 생각된다. 하지만 MLVSS의 양에 있어 모사치가 측정치보다 적게 나온 것은 슬러지 일령의 모사치가 측정치보다 적게 나오고 F/M비의 모사치가 측정치보다 많이 나오는 경향과 일치한다고 볼 수 있다. 그러므로 실제 공정에 있어 분석방법을 달리하거나 모델링 및 모사 방법을 보강하면 좀더 측정치와 실측치가 잘 일치할 것이다.

또한, 대상 폐수처리공정 중 관심을 두고 있는 VOC인 메탄올에 대한 민감도 분석을 수행하였는데, Feed1의 메탄올 농도변화와 Feed1의 유량 변화에 따른 2가지 영향을 살펴보았다.

Feed의 농도와 주변의 바람속도가 변할 때 메탄올 방출량이 얼마나 달라지는지 분석하기 위해서 조업 조건인 Feed1의 메탄올 농도 500mg/L일 때와 추가로 250mg/L, 750mg/L일 때에 대해 조사를 하였다. Feed1 중 아세트산과 COD의 농도는 원래의 조업 조건으로 고정시키고 모사를 수행하였다.

Fig. 4 - Fig. 7은 각각 basin1, basin2, ASB, 침전조에서 유입폐수의 메탄올 농도와 풍속의 변화에 따른 메탄올 방출량 변화를 나타낸 것이다. 예상한 바와 마찬가지로 메탄올 농도와 풍속이 증가할수록 메탄올 방출량이 증가함을 알 수 있었다. 4개의 unit 중 메탄올 방출량이 가장 많은 unit은 basin1으로서 이것은 다른 unit들보다도 메탄올 농도가 훨씬 더 높게 유지되기 때문인 것으로 사료된다. ASB는 폭기가 일어남에도 불구하고 basin1, basin2보다 적은 메탄올 방출량을 나타내고 있다. 이는 유입되는 메탄올의 농도가 그리 크지 않고 생물학적 분해 반응에 의해서 메탄올이 분해되는 속도가 어느 정도 이상으로 유지되기 때문인 것으로 사료된다. Clarifier에서의 메탄올 방출량은 10^{-2} 정도의 order인 것으로 보아 clarifier를 통한

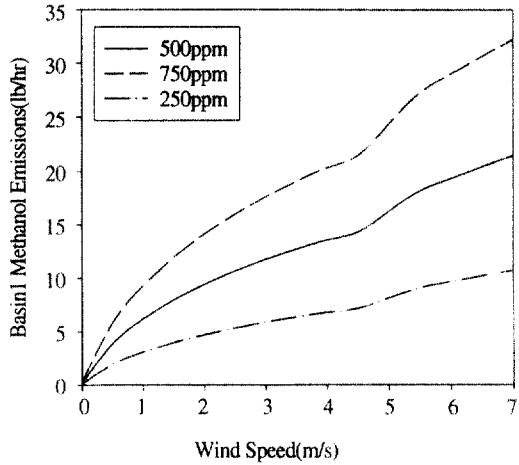


Fig. 4. Effects of methanol feed concentration and wind speed on basin1 methanol emissions.

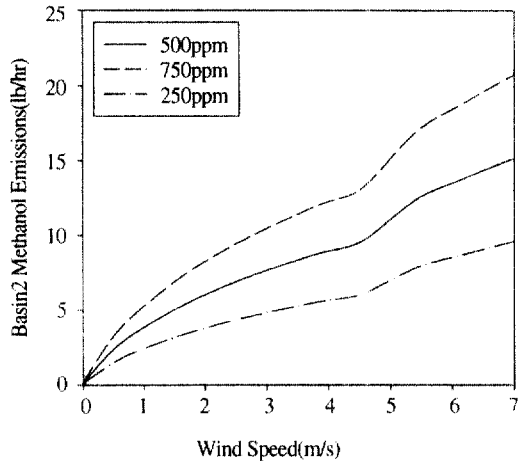


Fig. 5. Effects of methanol feed concentration and wind speed on basin2 methanol emissions.

메탄올 방출은 무시할 만한 수준인 것으로 생각할 수 있다.

앞에 제시된 Fig. 4 - Fig. 7까지의 그래프들은 풍속 5m/s 부근에서 메탄올 방출량이 급격히 증가하는 경향을 보이고 있다. 이는 5m/s 부근에서 basin에 있어 충류와 난류 효과가 바뀌는 구간이기 때문인 것으로 생각된다. 즉 5m/s의 풍속을 경계로 basin 표면에서 물질전달 계수가 증가하고

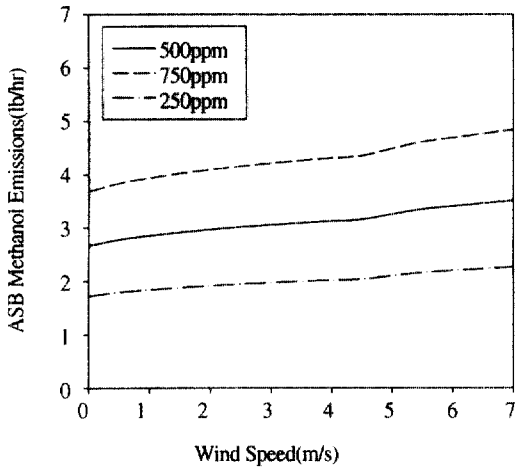


Fig. 6. Effects of methanol feed concentration and wind speed on ASB methanol emissions.

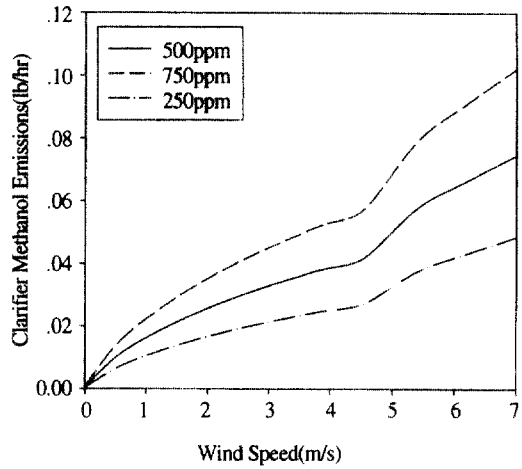


Fig. 7. Effects of methanol feed concentration and wind speed on clarifier methanol emissions.

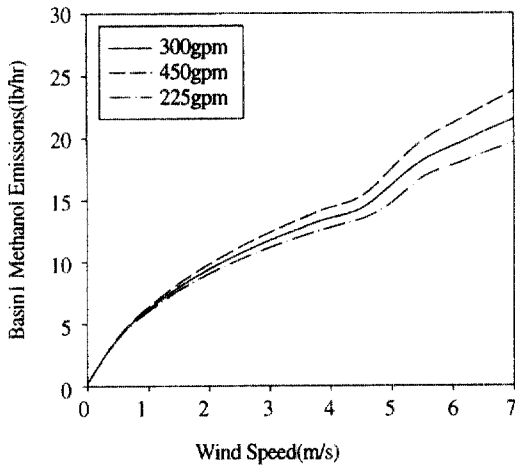


Fig. 8. Effects of Feed1 flow rate and wind speed on basin1 methanol emissions.

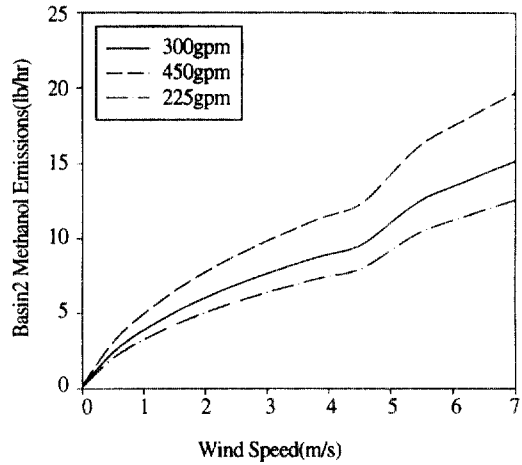


Fig. 9. Effects of Feed1 flow rate and wind speed on basin2 methanol emissions.

이것으로 인해 메탄올 방출량이 급격히 증가하는 효과를 보이고 있는 것으로 파악된다.

각각의 unit에서 독성 VOC인 메탄올의 방출량을 줄이는 방법은 풍속을 감소시키거나 바람의 영향을 아예 없애는 방법이 있을 것이다. Basin1과 basin2에 있어 풍속을 1m/s 감소시킬 때 메탄올 방출량은 5m/s 이하의 풍속에서는 평균 20%, 5m/s 이상의 풍속일 때는 평균 10% 정도 메탄올

방출량이 감소하는 것으로 나타났다. 바람의 영향을 없애면 메탄올의 방출량도 거의 95% 이상 감소됨을 알 수 있었다. 하지만 ASB에 있어서 풍속을 1m/s 감소시켰을 때 메탄올 방출량을 살펴보면 평균적으로 약 2% 정도만 감소하는 것을 알 수 있다. 이것을 고려할 때 폐수처리장에서 메탄올 방출량을 감소시키기 위해 바람의 영향을 줄일 때는 ASB가 아니라 basin1과 basin2에 초점

을 맞추어야 할 것으로 생각된다.

바람속도의 변동에 따라 메탄을 방출량 변화가 심했던 basin1과 basin2에서 유입폐수의 유량과 바람속도 변동에 따른 메탄을 방출량 변화를 살펴 보기 위해서는, Feed2의 유량은 일정하게 유지하고 Feed1의 유량을 현 조업조건인 300gpm과 현실적으로 변화할 수 있는 유량인 450gpm, 225gpm으로 변화시켜 보았다.

Fig. 8과 Fig. 9는 각각 basin1과 basin2에서 Feed1의 유량변동에 따른 메탄을 방출량 변화를 나타낸 그래프이다. 바람속도 5m/s에서 메탄을 방출량이 급격히 증가하는 등의 대략적인 경향은 앞의 Fig. 4, Fig. 5와 비슷함을 알 수 있다. basin2 보다는 basin1에서 유량변동에 따른 메탄을 방출량 변화가 훨씬 미미한 것으로 보아 Feed1의 유량 변화가 basin1에 바로 영향을 미치는 것이 아니라 basin2에 유입되고 나서야 메탄을 방출에 영향을 미치는 것으로 사료된다.

V. 결론

활성 슬러지법을 이용하는 폐수처리공정에 대한 모델링과 모사를 수행한 결과 다음과 같은 결과를 얻었다.

첫째, 개발된 모듈을 적용한 ASPEN PLUS를 통해 폐수처리공정의 정상상태 거동을 모사하고 실제 조업 데이터와의 비교를 통해 적절하게 만족시키는 결과를 보였다. 둘째, 폐수처리공정의 모사를 통해 VOC의 증발속도와 생물학적 분해 속도를 합리적으로 예측할 수 있었다. 셋째, 모사를 통해 민감도 분석을 수행함으로써 유입성분의 농도와 유량이 변할 때 방출량의 변화를 파악할 수 있었다. 넷째, 대상으로 삼은 폐수처리장에서 메탄을 방출량을 감소시키기 위해 바람의 영향을 줄이고자 할 때는 ASB가 아니라 basin1과 basin2에 초점을 맞추어야 하는 것을 알 수 있었다. 다섯째, 생물학적 분해 속도를 계산하는데 있어

decay constant가 가장 큰 영향을 미친다는 것을 확인하였다. 여섯째, ASPEN PLUS의 다양한 물성 데이터를 기반으로 개발된 모듈을 사용해 여러 종류의 다양한 폐수처리장에 응용 가능성을 확인할 수 있었다.

Nomenclature

A	: Interfacial area
C	: Concentration of a component in the unit operation
C ^{*L}	: Liquid concentration in equilibrium with the bulk vapor concentration
C ^{*G}	: Gas concentration in equilibrium with the bulk liquid concentration
C _L	: Liquid concentration of a component
C _G	: Gas concentration of a component
C _i	: Influent concentration of a component
C _o	: Effluent concentration of a component
D _{ETHER}	: Diffusivity of diethyl ether in water
D _{i, AIR}	: Diffusivity of compound i in air
D _{i, H₂O}	: Diffusivity of compound i in water
d	: Aerator diameter
d _e	: Effective diameter
z/D	: Fetch-to-depth ratio
Fr	: Froude number
f _T	: Fraction of surface area that is turbulent
g _c	: Gravitational constant
H _i	: Henry's Law coefficient for compound i
K _G	: Mass transfer coefficient on a gas basis
K _L	: Mass transfer coefficient on a liquid basis
K _{LQ}	: Quiescent overall liquid mass transfer coefficient
K _{LT}	: Turbulent overall liquid mass transfer coefficient
K _{LW}	: Weighted overall liquid mass transfer coefficient
K _s	: Saturation constant
k _{endog}	: Biomass decay constant
k _G	: Individual gas phase mass transfer coefficient
k _{GQ}	: Individual quiescent gas phase mass transfer coefficient
k _{GT}	: Individual turbulent gas phase mass transfer coefficient
k _L	: Individual liquid phase mass transfer coefficient
k _{LQ}	: Individual quiescent liquid phase mass transfer coefficient
k _{LT}	: Individual turbulent liquid phase mass transfer coefficient

k_{maint}	: Cell maintenance rate constant
k_{synth}	: Maximum specific growth rate constant
MW_{AIR}	: Molecular weight of air
MW_L	: Average molecular weight of the liquid
N_i	: Number of aerators
N_p	: Power number
O_i	: Oxygen transfer correction factor
P	: Pressure of the system
P_i^o	: Vapor pressure of compound
P_o	: Power to aerators
Q_i	: Influent volumetric flow rate
Q_o	: Effluent volumetric flow rate
R	: Universal gas constant
Re	: Reynolds number
r_D	: Rate of desorption of a component
r_R	: Rate of reaction of a component
Sc_G	: Schmidt number of a compound in gas phase
Sc_L	: Schmidt number of a compound in liquid phase
T	: Absolute temperature
U	: Surface wind velocity
U^*	: Friction velocity
V	: Volume
X_{ASB}	: Activated sludge basin effluent solids concentration
X_U	: Solids underflow concentration
Y	: Growth yield
Y_c	: Endogenous yield
G	: Aerator oxygen transfer rating
b	: Recycled MLVSS concentration to ASB MLVSS concentration ratio
w	: Aerator speed
n	: Kinematic viscosity of air
r	: Liquid density
m	: Liquid viscosity
g_i	: Activity coefficient of compound i in the liquid phase

참고문헌

1. 김동민 외 7인, 1997, 폐수처리공학, 동화기술
2. Chudoba, J., Cech, J. S., and Grau, P., 1985, Control of Activated Sludge Filamentous Bulking, *Water Research*, 19(2) : 191-196
3. Chudoba, J., Albokova, J., and Cech, J. S., 1989, Determination of Kinetic Constants of Activated Sludge Microorganisms Responsible for Degradation of Xenobiotics, *Water Research*, 23(11) : 1431-1438
4. Chudoba, J., Albokova, J., Lentge, B., and Kümmel, R., 1989, Biodegradation of 2,4-Dichlorophenol by Activated Sludge Microorganisms, *Water Research*, 23(11) : 1439-1442
5. Horan, N. J., 1990, *Biological Wastewater Treatment Systems : Theory and operation*, John Wiley & Sons
6. Lunney, P. D., Springer, C., and Thibodeaux, L. J., 1985, Liquid-Phase Mass Transfer Coefficients for Surface Impoundments, *Environmental Progress*, 4 : 203-211
7. Mackay, D. and Matsugu R., 1973, Evaporation Rates of Liquid Hydrocarbon Spills on Land and Water, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 51 : 434-439
8. Mackay, D. and Yeun, A., 1983, Mass Transfer Coefficient Correlations for Volatilization of Organic Solutes from Water, *Environmental Science and Technology*, 17 : 211-217
9. Reinhardt, J. R., 1977, Gas-Side Mass-Transfer Coefficient and Interfacial Phenomena of Flat-Bladed Surface Agitators, Ph.D. Dissertation, University of Arkansas
10. Sundstorm, D. W. and Klei, H. E., 1979, *Wastewater Treatment*, Prentice Hall, Englewood, Cliffs, N. J.
11. Thibodeaux, L. J., 1996, *Environmental Chemodynamics : Movement of Chemicals in Air, Water and Soil*, John Wiley and Sons, Inc., New York, NY
12. Witt A. R., 1995, Steady-state and Dynamic Modeling and Simulation of an Industrial Wastewater Treatment Plant, Ph.D. Dissertation, Vanderbilt University, Nashville, Tennessee