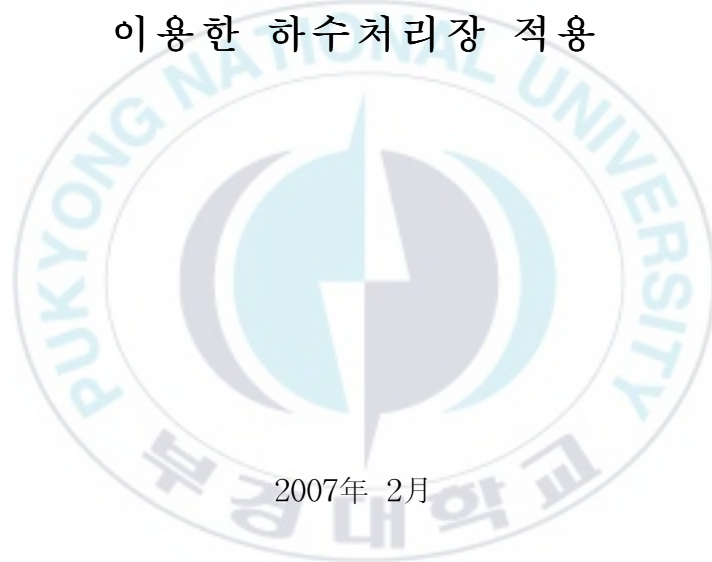


工學博士 學位論文

활성슬러지모델과 혐기성소화모델의 통합모델을
이용한 하수처리장 적용



2007年 2月

釜慶大學校 大學院

環境工學科

黃 恩 珠

工學博士 學位論文

활성슬러지모델과 혐기성소화모델의 통합모델을
이용한 하수처리장 적용

指導教授 李 柄 憲

이 論文을 工學博士 學位論文으로 提出함.

2007年 2月

釜慶大學校 大學院

環境工學科

黃 恩 珠

黃 恩 珠의 工學博士 學位論文을 認准함.

2006 年 12 月



主 審 工學博士 姜 壬 錫 (印)
委 員 工學博士 金 重 均 (印)
委 員 工學博士 李 民 圭 (印)
委 員 工學博士 李 武 康 (印)
委 員 工學博士 李 柄 憲 (印)

목 차

목 차	i
List of Tables	iii
List of Figures	v
Abstract	viii
제 1 장 서 론	1
1.1 연구 배경	1
1.2 연구 내용	2
제 2 장 이론적 배경	3
2.1 활성슬러지 모델	3
2.2 소화조 모델	12
2.3 ASM모델과 ADM모델 및 ADM모델과 ASM모델의 상태변수전환	33
2.4 질소 제거	53
2.5 고도하수처리 공정	57
제 3 장 연구방법	61
3.1 하수처리장 자료	61
3.2 유입수 성상 분류	66
3.3 민감도분석 및 매개변수 추정	70
제 4 장 모델링 결과 및 고찰	71
4.1 ASM모델과 ADM모델의 통합모델 물질수지	71
4.2 민감도분석결과	76

4.3 매개변수추정결과	80
4.4 모델 결과 비교분석	82
4.5 모델 검정결과	91
4.6 MLE 공정 적용 결과	96
 제 5 장 결 론	 100
감사의 글	101
참고문헌	103
기호표	113



List of Tables

Table 2.1 Matrix representation of ASM1 showing the processes, components, process rate equations, and stoichiometry	11
Table 2.2 Units	16
Table 2.3 Stoichiometric coefficients	16
Table 2.4 Equilibrium coefficients and constant	17
Table 2.5 Kinetic parameters and rates	17
Table 2.6 Dynamic states and algebraic variables (and derived variable)	17
Table 2.7 Biochemical rate coefficients (v_{ij}) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 1 \sim 6, j = 1 \sim 19$)	19
Table 2.8 Biochemical rate coefficients (v_{ij}) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 7 \sim 12, j = 1 \sim 19$)	20
Table 2.9 Biochemical rate coefficients (v_{ij}) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 13 \sim 18, j = 1 \sim 19$)	21
Table 2.10 Biochemical rate coefficients (v_{ij}) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 19 \sim 24, j = 1 \sim 19$)	22
Table 2.11 Inhibition forms.	25
Table 2.12 Acid-base equilibrium coefficients (pKa)	27
Table 2.13 Liquid-gas transfer parameter values.	31
Table 2.14 Stable variables in ASM1	35
Table 2.15 Stable variables in ADM1	36
Table 3.1 Water quality of N-Wastewater Treatment Plant in 2005	63
Table 3.2 Operating condition of N-Wastewater Treatment Plant	64
Table 3.3 Average flow rate of N-Wastewater Treatment Plant	65

Table 3.4 Overview of physical-chemical methods for determination of wastewater components69

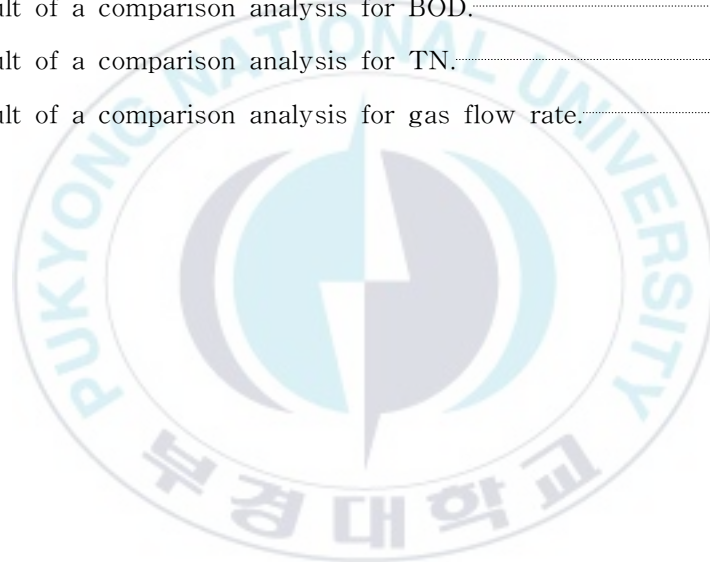


List of Figures

Fig. 2.1 Schematic evaluations of 1) death-regeneration model and 2) two step growth model.	4
Fig. 2.2 COD fraction in ASM1.	7
Fig. 2.3 Nitrogen fractions in ASM1.	9
Fig. 2.4 Conversion processes in anaerobic digestion as used in the model. Biochemical reactions are implemented as irreversible, while physic-chemical reactions are implemented as reversible.	13
Fig. 2.5 COD flux for a particulate composite comprised of 10% inerts, and 30% each of carbohydrates, proteins and lipids (in terms of COD).	15
Fig. 2.6 Direct assignments between model components in the proposed transformers.	34
Fig. 2.7 ASM1 to ADM1 state variable conversions for COD.	39
Fig. 2.8 ASM1 to ADM1 state variable conversions for TKN.	40
Fig. 2.9 Schematic illustration of S_{nd} and S_s mapping.	42
Fig. 2.10 Schematic illustration of soluble inert COD mapping.	43
Fig. 2.11 Schematic illustration of particulate inert COD mapping.	44
Fig. 2.12 Schematic illustration of final COD and TKN mapping.	47
Fig. 2.13 ADM1 to ASM1 state variable conversions for COD.	49
Fig. 2.14 ADM1 to ASM1 state variable conversions for TKN.	50
Fig. 2.15 Basic configuration of biological denitrification process.	59
Fig. 2.16 Schematic diagram of Bardenpho process.	60
Fig. 3.1 Flow diagram of N-Wastewater Treatment Plant.	62
Fig. 3.2 Comparison of methods fraction of organic matter.	67
Fig. 3.3 Characterization of ASM1 wastewater components by physical-chemical methods.	68

Fig. 4.1 Results of COD mass balance for ASM1-ADM1.	74
Fig. 4.2 Results of TKN mass balance for ASM1-ADM1.	74
Fig. 4.3 Results of COD mass balance for ADM1-ASM1.	75
Fig. 4.4 Results of TKN mass balance for ADM1-ASM1.	75
Fig. 4.5 Error contributions of parameter on Sno.	77
Fig. 4.6 Error contributions of parameter on Sch4.	78
Fig. 4.7 Influent flow data of N-Wastewater Treatment Plant in 2005.	83
Fig. 4.8 Influent concentrations of N-Wastewater Treatment Plant in 2005.	83
Fig. 4.9 Temperatures in aeration tank of N Wastewater Treatment Plant in 2005.	84
Fig. 4.10 Comparison of simulated results to productions of gas in 2005.	84
Fig. 4.11 Comparison of simulated results to effluent SS in 2005.	85
Fig. 4.12 Comparison of simulated results to effluent COD _{Mn} in 2005.	85
Fig. 4.13 Comparison of simulated results to effluent BOD in 2005.	86
Fig. 4.14 Comparison of simulated results to effluent TN in 2005.	86
Fig. 4.15 Comparison of simulated results to TS of primary sludge in 2005.	87
Fig. 4.16 Comparison of simulated results to TS of gravity thickener in 2005.	87
Fig. 4.17 Comparison of simulated results to TS of return sludge in 2005.	88
Fig. 4.18 Comparison of simulated results to TS of centrifuge thickener in 2005.	88
Fig. 4.19 Comparison of simulated results to TS of sludge mixing tank in 2005.	89
Fig. 4.20 Comparison of simulated results to TS of anaerobic digestion tank in 2005.	89
Fig. 4.21 Comparison of simulated results to TS of dehydrator in 2005.	90
Fig. 4.22 Influent flow data of N-Wastewater Treatment Plant in 2006.	91
Fig. 4.23 Influent concentrations of N Wastewater Treatment Plant in 2006.	92
Fig. 4.24 Temperatures in aeration tank of N Wastewater Treatment Plant in 2006.	92

Fig. 4.25 Comparison of simulated results to productions of gas in 2006.	93
Fig. 4.26 Comparison of simulated results to effluent SS in 2006.	94
Fig. 4.27 Comparison of simulated results to effluent COD _{Mn} in 2006.	94
Fig. 4.28 Comparison of simulated results to effluent BOD in 2006.	95
Fig. 4.29 Comparison of simulated results to effluent TN in 2006.	95
Fig. 4.30 Layout of MLE Process.	96
Fig. 4.31 Result of a comparison analysis for SS.	97
Fig. 4.32 Result of a comparison analysis for COD _{Mn} .	97
Fig. 4.33 Result of a comparison analysis for BOD.	98
Fig. 4.34 Result of a comparison analysis for TN.	98
Fig. 4.35 Result of a comparison analysis for gas flow rate.	99



Application of Combined Model of Activated Sludge Model and Anaerobic Digestion Model to Wastewater Treatment Plant

Eun Ju Hwang

*Department of Environmental Engineering, Graduate School,
Pukyong National University*

Abstract

For a design of wastewater treatment plant, it is required to estimate the change of water quality for 20 years or so hereafter. Also, when the problems were found in treatment plants, we must quickly search for causes and efficient resolutions, and need practical tools for a management of plant and operator's training. It is a way to find suitable models for settling these necessities.

Effluent standard of nitrogen and phosphorus concentration is expected to be reinforced by 20, 2mg/L from 2008. However, most wastewater treatment plants are now in operation by standard activated sludge method without consideration of nutrient, and due to low efficiency of elimination rate of nitrogen, it is true that it needs to establish an additional process for a nitrogen removal.

In the case of new construction of sewage treatment plant, the process of BNR is expected to be established, but more than 75% of the existing wastewater treatment plant are now in operation by standard activated sludge method, and since it takes too much time and financial resources to change existing processes into BNR processing methods, it is recommended to examine the structure of existing wastewater treatment works, and heighten the efficiency of removal rate of nitrogen and phosphorus. It is of importance to search for the most suitable operating conditions through estimation for existing wastewater treatment plant and before change attempt for operating, it is essential to design a modelling for

process.

However, existing modelling of wastewater treatment plant mainly has constituted sewerage treatment process modelling. Under these modelling, there were a great gap between the results of modelling and real operation due to considering the same amount of side stream flow that is exhausted anaerobic digestion processing of wastewater sludge and dehydration process etc. Therefore, for easy-application of the field, it is desirable to develop optimal model which added anaerobic digestion model in the basis of design of wastewater process and operating data.

Besides, it is estimated that it may reduce time and expense through forecasting various results by using modelling rather than using know-how or various kinds experiment results obtained from the persons who experienced in wastewater treatment plants for estimation of wastewater treatment plant and operating condition change.

This research decides connecting factor for combined model of wastewater treatment plant which associated with examined activated sludge model and anaerobic digestion sludge model and presumes sensitivity analysis and parameter estimation and calibration as well as compares with real operation and then forecasts layout of whole sewage treatment plant and operating management involved activated sludge process and anaerobic digestion sludge process. The following is the conclusion of combined model of sewage treatment plant that mixes activated sludge model with anaerobic digestion sludge model.

To combine activated sludge model with anaerobic digestion sludge model, we converted state variable of activated sludge model to variable of anaerobic digestion sludge model and in reserve anaerobic digestion sludge model to state variable of activated sludge model, and simulated and confirmed that there was consistence between COD and TKN's material balance before and after conversion.

The result of sensitivity analysis of combined model of wastewater treatment plant of mixed activated sludge model and anaerobic digestion sludge model

showed the order of pK_{a_h2o} , k_{A/B_co2} , Y_H , b_A , b_H .

As a result of examining wastewater treatment plant operation data in 2006 after estimating the parameter of wastewater treatment plant operation data in 2005, we found that similar tendency in operating results of wastewater treatment plant was shown in both data and could apply to forecasting layout of the whole wastewater treatment plants included activated sludge process as well as digestion sludge process.

Use of combined model of activated sludge model and anaerobic digestion sludge model alters the operation of existing treatment plants with ease, and through simulation of MLE process focusing on removal of nitrogen out of nutrient, it can be possible to calculate the quality of disposal flow water of each process and the variations of gas production, and indeed it is considered to be utilized in the case of constructing additional plants or changing of operation method of existing wastewater treatment plants.

This study is the first attempt that applies the combined model with activated sludge model and anaerobic digestion model to wastewater treatment plant in Korea.

Key word : Activated Sludge Model, Anaerobic Digestion Model, Combined Model, Nutrient Removal, Wastewater Treatment Plant.

제 1 장 서 론

1.1 연구 배경

하수처리장의 설계에서는 향후 20년 정도의 수질변화 예측을 필요로 하고 있다. 또한, 처리장에서 문제가 발견되었을 때 원인 및 해결방법을 신속히 찾아야 하며, 처리장의 관리 및 운전자의 훈련을 위한 실습 도구가 필요하다. 이러한 필요성을 충족시켜 줄 수 있는 것이 적절한 모델을 이용하는 것이다.

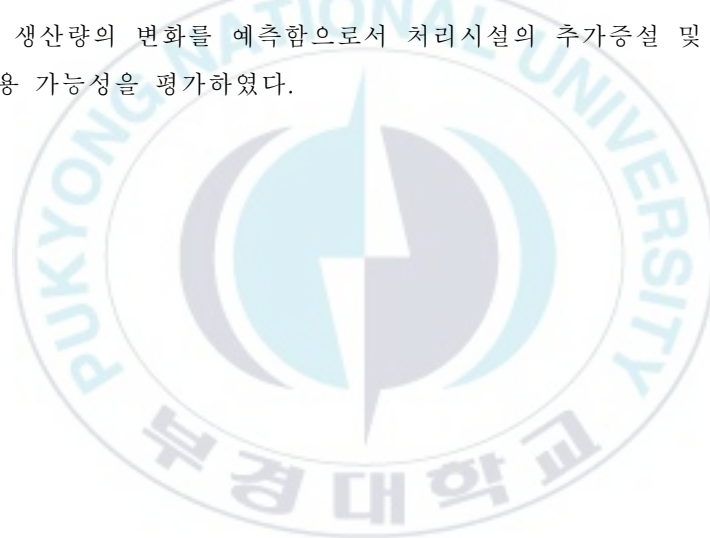
방류수의 수질기준 중 질소와 인의 농도가 2008년부터 20, 2mg/L로 강화 적용될 예정이다. 그러나 현재 국내의 대부분의 하수처리장은 영양염류를 고려하지 않은 표준 활성슬러지공법에 의하여 운전되고 있으며, 질소의 제거효율이 낮아 질소제거를 위한 공정도입이 필요한 실정이다. 신설되어지는 하수처리장의 경우에는 BNR(Biological Nutrient Removal) 공정이 적용되어지는 경우가 있으나 75% 이상이 표준 활성슬러지법에 의하여 처리되고 있는 우리나라의 하수처리장의 공정을 BNR 공정으로 전환시키기 위하여 엄청난 시간과 재원이 소요되므로 기존하수처리장의 구조를 이해하고, 이를 최대한 활용하여 질소, 인의 제거효율을 높이는 방안이 필요하다.

이를 위해서는 기존의 하수처리장에 대한 평가를 통하여 최적의 운전조건을 찾아내는 것이 중요하며 운전의 변화 시도에 앞서 공정에 대한 모델링이 필수적이다. 그렇지만 기존의 하수처리장의 모델링은 하수처리공정 모델링이 주를 이루었다. 이들 모델링은 하수처리장의 농도 부하에 많은 영향을 미치는 하수슬러지의 혐기성 소화 처리공정과 탈수공정 등에서 배출된 반류수량을 일정하게 고려함으로써 모델링의 결과와 운전의 결과는 상당한 차이가 있었다. 그래서 현장에 가까운 모델 적용을 위하여 하수처리공정의 설계 및 운전 자료를 바탕으로 소화조 모델을 추가한 최적화 모델이 필요하다. 또한, 하수처리장의 평가 및 운전조건 변화를 위하여 하수처리장의 경험자가 가지고 있는 노하우와 여러 가지 실험결과를 바탕으로 하는 것보다 모델링을 사용하여 다양한 결과를 예측함으로써 시간과 경비를 줄일 수 있을 것이라 판단된다.

1.2 연구 내용

본 연구는 검증된 활성슬러지모델(ASM1)과 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)을 조합한 하수처리장의 통합모델을 위한 연결인자를 결정하고 민감도 분석 및 매개변수 추정, 검증하여 활성슬러지 공정뿐만 아니라 반류수가 포함된 하수처리장의 운전 결과와 비교하고 이를 토대로 활성슬러지공정과 소화슬러지공정이 포함된 전체 하수처리장의 설계와 운전관리를 예측하고자 하였다.

또한 활성슬러지모델(ASM1)과 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)의 통합모델을 사용하여 기존하수처리장의 운전변경이 용이하며 영양염류 중 질소 제거를 중심으로 한 MLE 공정의 시뮬레이션을 통하여 각 공정의 유출수의 수질특성 및 가스 생산량의 변화를 예측함으로써 처리시설의 추가증설 및 운전 방법 변경시 적용 가능성을 평가하였다.



제 2 장 이론적 배경

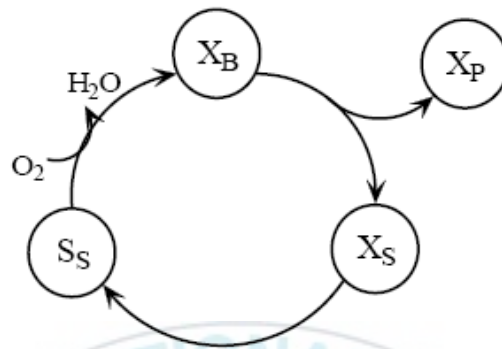
2.1 활성슬러지 모델

활성슬러지 모델은 1987년 IWA (International Water Association)의 Task Group에서 ASM1(Activated Sludge Model No.1)을 발표한 후 이를 이용하여 생물학적 공정의 반응을 이해하고 유출수질을 예측하는데 이용하였으며, 현 공정에 대한 정보를 비교적 정확하게 제공할 수 있다는 것을 여러 연구자들에 의해 검증되었다(Henze et al., 2000).

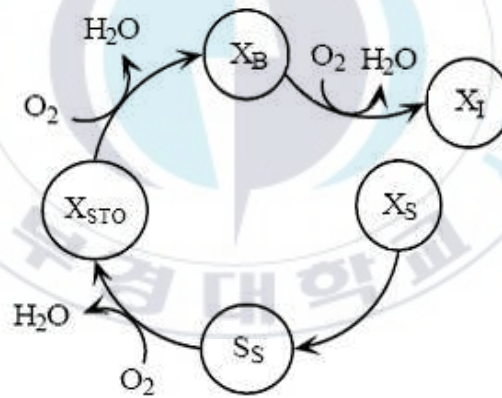
활성슬러지 공정 모델링에서 미생물 성장을 표현하는 대표적인 두 가지 접근법은 다음과 같이 분류될 수 있다.

- 사멸 재생산 모델 (Death regeneration model)
- 2단계 성장 모델 (Two step growth model)

이 중에 ASM1은 미생물의 사멸에 의한 산소 소모가 없으며 사멸된 미생물은 가수분해를 거쳐 다시 미생물의 성장에 재사용된다는 사멸 재생산 모델을 따르며, ASM3는 사멸 공정에서 산소가 소비된다는 연구 결과들과 내생 사멸 모델의 관점에서는 기질이 바로 미생물의 성장에 이용되는 것이 아니고 미생물 내에 저장된 후 성장에 이용되며, 저장과 성장 모두에서 산소 소비가 있다고 정의하는 2단계 성장 모델을 채택하고 있다. 미생물 성장을 표현하는 두 가지 접근법을 그림으로 나타내면 Fig. 2.1과 같다.



a) death-regeneration model



b) two step growth model

Fig. 2.1 Schematic evaluations of a) death-regeneration model and
b) two step growth model (Orhon and Artan, 1994).

ASM1의 접근법은 많은 엔지니어와 연구자들에게 선호되어 왔으나 최근 ASM1의 제한점 즉, 질소와 알칼리니티에 의한 성장 제한이 있다는 점과 용존 산, 입자상 유기질소가 포함되어 있어 측정의 어려움이 있고 암모니아화 반응의 정량화가 어렵다는 점, 불활성 입자상 유기물질을 기원에 따라 구분함이 불가능하다는 점, 가수분해공정에 의한 영향이 매우 큰데 반해 가수분해 공정의 규명이 어렵고 동력학 계수 산출이 어렵다는 점 등으로 ASM3에 대한 사용빈도가 증가하고 있다.

유기 탄소원과 질소 화합물이 존재하는 하·폐수처리 공정의 주요 미생물 반응은 유기물 제거, 질산화 및 탈질 반응이다. 이들 미생물 반응에 대한 모델링 결과로서 가장 널리 알려진 연구 내용은 1983년에 구성된 'International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC)'에서 보고한 Activated Sludge Model No.1(ASM1)으로 단일 미생물군을 사용한 부유성장 미생물 공정에 대해 광범위한 적용이 가능한 것으로 알려지고 있으며 지금까지 알려진 여러 모델 가운데 실제 공정을 모사함에 있어서 가장 정확하고 응용성이 큰 것으로 알려져 있다. ASM1은 독립영양미생물, 종속영양미생물의 성장과 사멸, 가수분해 등 8개의 공정과 4 종류의 유기물질과 질소성 물질 등 13개의 성분을 포함하며, 효과적으로 모델을 표현하기 위해서 Peterson 행렬을 사용하였다.

1) COD 성분

ASM1에서 COD성분은 용해도, 생분해성, 생분해속도, 생존율에 따라 세분화된다.

- 총 COD량은 수용성성분(S)과 입자성성분(X)으로 나눈다.
- COD성분은 다시 생분해가 불가능한 유기물질과 가능한 유기물질로 세분화된다. 비생분해 물질은 생물학적으로 불활성이며 활성슬러지공정 내에서 변화하지 않는 형태로 유출된다. 불활성 수용성물질(S_I)는 유입될 때와 같은 농도로 시스템 밖으로 유출된다. 유입수내 불활성 부유유기물질(X_I)과 미생물 소멸반응에서 생성물질(X_P)은 활성슬러지공정의 시스템 외로 방출된다.
- 생분해물질은 쉽게 생분해되는 수용성물질(S_S)와 천천히 생분해되는 물질

(X_S)로 나뉜다. S_S 는 비교적 간단한 분자물질로 이루어지며 종속영양미생물들에 의해 바로 사용되어 진다. 반대로 X_S 는 미생물에 의해 사용되기 전 효소반응에 의한 파괴되어야 하는 비교적 복잡한 물질로 구성된다.

- 마지막으로 독립영양미생물(X_{BH})와 종속영양미생물(X_{BA})는 쉽게 생분해되는 유기물질(S_S)와 암모니아성 질소(S_{NH})를 이용하여 성장한다. 미생물은 사멸 재생 모델에 의해서 X_P 와 X_S 로 전환되어진다.

ASM1에 의해서 총 COD(COD_{total})는 다음의 식(2.1)에 의해 정의되며 Fig. 2.2와 같이 표시할 수 있다.

$$COD_{total} = S_I + S_S + X_I + X_S + X_{BH} + X_{BA} + X_P \quad (2.1)$$



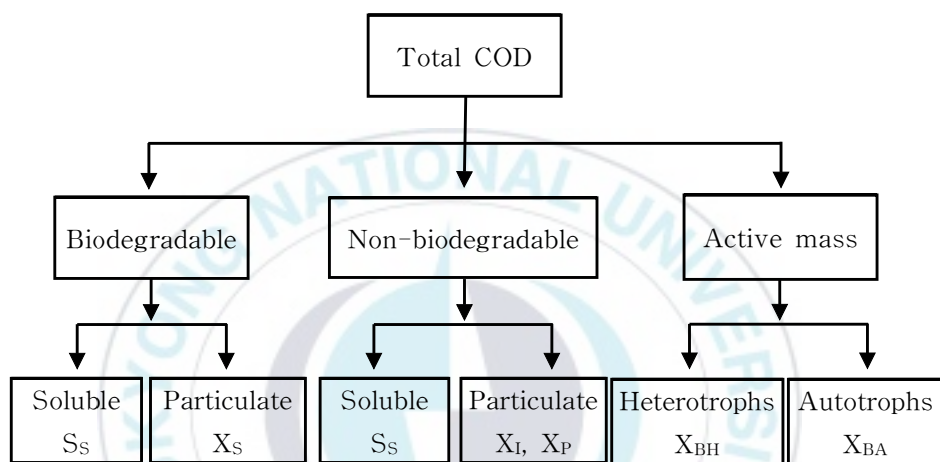


Fig. 2.2 COD fraction in ASM1 (figure modified from Peterson 2000).

2) 질소 성분

유기물질과 마찬가지로 총질소는 용해성과 생분해성, 생분해속도에 따라 세분화된다.

- 총질소는 수용성물질(S)과 입자성물질(X)로 나뉜다.
- 질소는 비생분해 물질과 생분해 물질로 나뉜다. 비생분해 입자성 유기질소(X_{NI})는 비생분해 유기물질 (X_I 또는 X_P)과 관련이 있으며, 수용성 비생분해 유기물질(S_{NI})는 무시할 수 있는 양만 존재한다고 가정하며 모델 성분에 포함하지 않는다.
- 생분해 물질은 암모니아성 질소(S_{NH})와 질산(아질산)성 질소(S_{NO}), 수용성 유기질소(S_{ND}), 입자성 유기질소(X_{ND})로 나뉜다. 입자성 유기질소는 X_S 와 같이 수용성 유기물질로 가수분해 되며, 수용성 유기물질은 암모니아성 질소로 전환된다. 암모니아성 질소는 미생물의 성장에 있어 질소원으로 사용된다(매개변수 i_{XB} 는 COD 단위질량당 포함되는 질소량을 나타낸다). 암모니아는 종속영양미생물에 의해 질산성 질소(S_{NO})로 전환되며 ASM1에서는 이러한 질산화 반응을 한 단계 반응으로 가정한다.

ASM1에 의해서 총 질소량(N_{total})은 다음의 식(2.2)에 의해 정의되며 Fig. 2.3과 같이 표시할 수 있다.

$$N_{total} = S_{NH} + S_{ND} + S_{NO} + X_{ND} + i_{XB} \times (X_{BH} + X_{BA}) + i_{XP} \times X_P \quad (2.2)$$

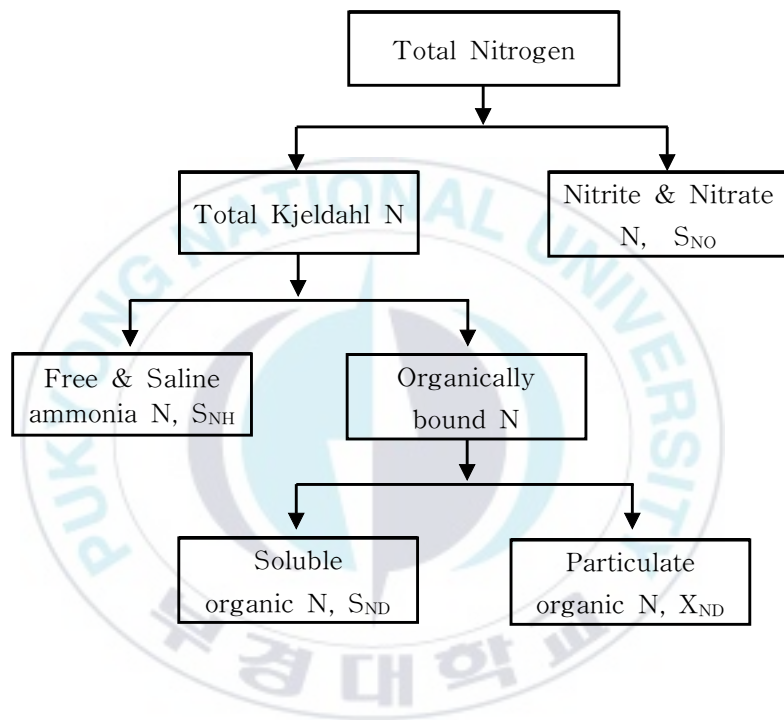


Fig. 2.3 Nitrogen fractions in ASM1 (figure modified from Jeppsson, 1996).

ASM에는 Peterson matrices라는 표시 방법을 채용하여, 새로운 내용의 추가나, 불필요한 내용의 삭제를 용이하게 하고 있다.

또한 화학량론 계수나 반응속도상수는 표준치를 사용하며, 실제로 이용하는 값은 사용자의 의해 바뀐다.

모델의 Matrix는 Table 2.1에 나타내었다.



Table 2.1 Matrix representation of ASM1 showing the processes, components, process rate equations, and stoichiometry (Henze et al., 1987)

Component i process j		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Process Rate, ρ_j
		S_I	S_S	X_I	X_S	X_{BH}	X_{BA}	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{ALK}	
1	Aerobic growth of heterotrophs		$-1/Y_H$			1			$-(1-Y_H)/Y_H$		$-i_{XB}$			$-i_{XB}/14$	$\mu_H * (S_S / (K_S + S_S)) * (S_O / (K_{OH} + S_O)) * X_{BH} * (S_{NH4} / (0.01 + S_{NH4})) * (S_{ALK} / (0.01 + S_{ALK}))$
2	Anoxic growth of heterotrophs		$-1/Y_H$			1			$-(1-Y_H)/2.86Y_H$		$-i_{XB}$			$(1-Y_H)/(14*2.86Y_H) - i_{XB}/14$	$\mu_H * (S_S / (K_S + S_S)) * (K_{OH} / (K_{OH} + S_O)) * (S_{NO} / (K_{OH} + S_{NO})) * \eta_g * X_{BH} * (S_{NH4} / (0.01 + S_{NH4}))$
3	Aerobic growth of autotrophs						1		$-(4.57 - Y_A)/Y_A$	$1/Y_A$	$-i_{XB} - 1/Y_A$			$-i_{XB}/14 - 1/(7*Y_A)$	$\mu_A * (S_{NH} / (K_{NH} + S_{NH})) * (S_O / (K_{OA} + S_O)) * X_{BA} * (S_{ALK} / (0.01 + S_{ALK}))$
4	Decay of heterotrophs				$1-f_p$	-1		f_p					$i_{XB} - f_p * i_{XP}$		$b_H * X_{BH}$
5	Decay of Autotrophs				$1-f_p$		-1	f_p					$i_{XB} - f_p * i_{XP}$		$b_A * X_{BA}$
6	Ammonification of soluble organic nitrogen										1	-1		1/14	$k_a * S_{ND} * X_{BH}$
7	Hydrolysis of entrapped organics		1		-1										$k_h * (X_S / (K_X * X_{BH} + X_S)) * [((S_O / (K_{OH} + S_O)) + \eta_h * (K_{OH} / (K_{OH} + S_O)) * (S_{NO} / (K_{NO} + S_{NO}))) * X_{BH}$
8	Hydrolysis of entrapped organic nitrogen											1	-1		$k_h * (X_{ND} / (K_X * X_{BH} + X_{ND})) * [((S_O / (K_{OH} + S_O)) + \eta_h * (K_{OH} / (K_{OH} + S_O)) * (S_{NO} / (K_{NO} + S_{NO}))) * X_{BH}$
		gCOD/m ³	gCOD/m ³	gCOD/m ³	gCOD/m ³	gCOD/m ³	gCOD/m ³	gCOD/m ³	gCOD/m ³	gN/m ³	gN/m ³	gN/m ³	gN/m ³	mole/L = kmole/m ³ = M	

ASM을 사용함에 있어 유입수 분류 및 calibration의 매뉴얼화가 필수적이며, 모델을 사용하는 목적에 의해 필요한 calibration의 정도가 달라진다. 적어도 calibration를 위해서는, COD_{Cr} 를 측정할 필요가 있다. 그 외에 부유물질량(SS)이나 BOD의 측정치로부터 COD_{Cr} 의 값을 추정하는 방법을 찾아내고, 추정한 COD_{Cr} 의 값을 모델의 입력치로 사용하면, 기존의 BOD 자료를 이용할 수 있게 된다. IWA 태스크 그룹이 제안하는 "전형적 하수 조성"에 있어서의 각 COD분획의 비율을 실측한 COD를 사용하거나, 혹은 GPS-X등이 가지는 유입수 분류 기능을 사용하여 각각의 분류를 설정할 수 있을 것이다.

2.2 소화조 모델

혐기성소화 모델은 1997년 일반화된 혐기성 소화모델의 개선 목적과 함께 설립된 IWA Anaerobic Digestion Modelling Task Group에 의해 2001년 IWA AD conference에서 도입되었다(Batstone et al., 2001).

ADM1 (Anaerobic Digestion Model No. 1)은 혐기성 공정의 수학적 모델링(Mathematical Modeling of Anaerobic Digestion Process)을 위한 IWA Task Group에 의해 2000년에 발표되었다. 본 모델은 혐기성 공정에서 일어나는 생물학적 반응인 분해와 가수분해, 미생물의 성장, 사멸을 포함하고 있으며, 그 밖의 물리화학적 반응인 이온결합/해리와 기액전달도 함께 모델로 묘사되고 있다. 이와 같은 ADM1은 생물학적인 반응 모델링을 위한 총 19개의 process들과 24개의 구성성분, 56개의 양론계수 및 동역학적 상수와 물리화학적 반응 모델링을 위한 부분으로 구성되어 있다.

2.2.1 혐기성소화에서의 전환과정

혐기성 공정에서 일어나는 두 개의 주요한 공정은 생화학적 공정(Biochemical process)과 물리화학적 공정(Physico-chemical processes)이 있다. 첫째 생물학적 공정은 용존성 유기물질의 분해이며, 이 공정은 내부 또는 외부 효소의 작용에 의하여 촉진되어진다. 입자상 물질은 분해와 가수분해효소에 의하여 용존성 저분자 물질로 전환되어지는 외부반응이다.

용존성 유기물의 소화는 내부반응이며 미생물의 성장과 부패에 의하여 진행된다. 두 번째 물리화학적 공정은 이온결합/해리와 기액 전달이다(Fig. 2.4).

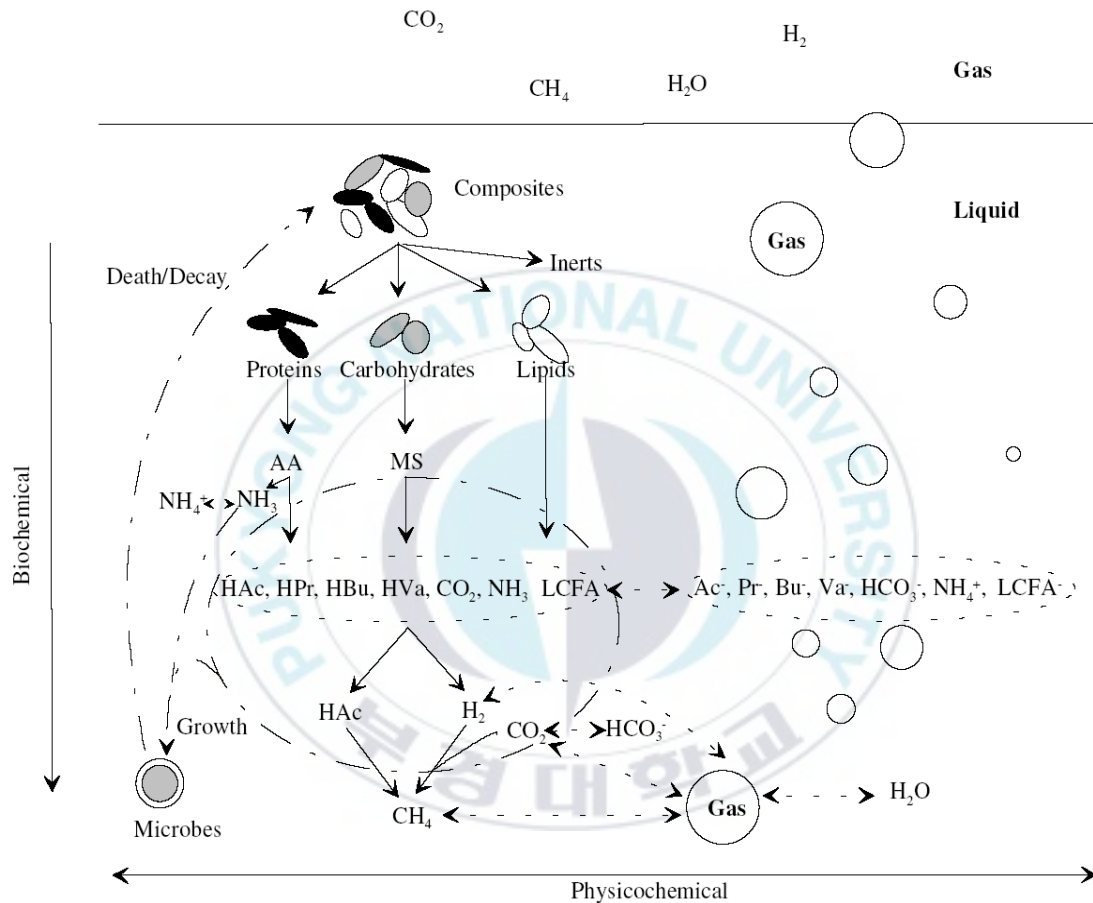


Fig. 2.4 Conversion processes in anaerobic digestion as used in the model. Biochemical reactions are implemented as irreversible, while physic-chemical reactions are implemented as reversible. Abbreviations include MS(monosaccharides); AA(amino acids); LCFA (long chain fatty acids); LCFA^- (LCFA base equivalent); HVa(valeric acid); Va^- (valerate); HBu(butyric acid); Bu^- (butyrate); HPr(propionic acid); Pr^- (propionate); HAc(acetic acid); Ac^- (acetate) (Batstone et al., 2002).

ADM1 모델에서 사용된 COD의 전환과정을 Fig. 2.5에 나타내었다(Batstone et al., 2001). Fig. 2.5에서 나타낸 것과 같이 복합 입자상물질은 탄수화물(carbohydrates) 30%, 단백질(protein) 30%, 지질(lipids) 30%, 불활성물질(inerts) 10%로 분해되고 가수분해과정에서 탄수화물은 단당류(MS; monosaccharides)로, 단백질은 아미노산(AA; amino acids)으로, 지질은 MS와 긴 사슬 지방산(LCFA; long chain fatty acids)로 전환되어진다. 산 생성과정에서 MS와 AA, LCFA의 일부분은 초산(acetic acid)과 수소로 전환되어지며, MS와 AA의 일부분은 프로피오닉산(HPr; propionic acid) 등으로 전환된 다음 초산과 수소로 전환되어진다. 메탄생성과정에서 메탄 생성균에 의하여 초산과 수소가 결합하여 메탄을 생성하게 된다.



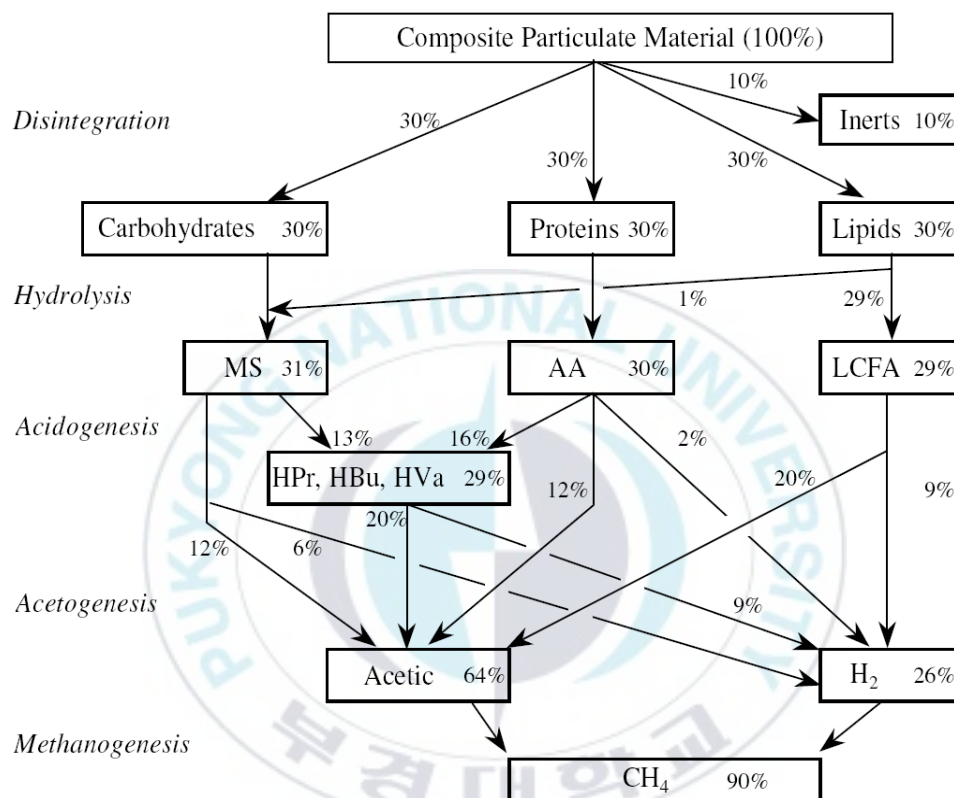


Fig. 2.5 COD flux for a particulate composite composed of 10% inerts, and 30% each of carbohydrates, proteins and lipids (in terms of COD). Propionic acid (10%), butyric acid (12%) and valeric acid (7%) are grouped in the figure for simplicity. Abbreviations are as for Fig. 2.4 (Batstone et al., 2002).

2.2.2 ADM1에 사용된 변수

1) 단위

Table 2.2에 나타난 것과 같이 ASM1에 사용한 단위(gCOD/m³)와는 달리 COD는 kgCOD/m³를 사용하였다.

Table 2.2 Units

Measure	Units
Concentration	kg COD/m ³
Concentration (non-COD)	kmol C/m ³
Concentration (Nitrogen non-COD)	kmol N/m ³
Pressure	bar
Temperature	K
Distance	m
Volume	m ³
Energy	J
Time	d(day)

2) 변수

ADM1은 양론계수와 평형계수, 속도 매개변수, 동적 대수학 변수의 4가지로 크게 나뉘며, Table 2.3~2.6에 나타내었다

Table 2.3 Stoichiometric coefficients

Symbol	Description	Units
C _i	Carbon content of component i	kmol C/kgCOD
N _i	Nitrogen content of component I	kmol N/kgCOD
V _{i,j}	Rate coefficients for component I on process j	nominal kgCOD/m ³
f _{product, substrate}	Yield(catabolism only) of product on substrate	kgCOD/kgCOD

Table 2.4 Equilibrium coefficients and constants

Symbol	Description	Units
H_{gas}	Gas law constant (equal to $1/K_H$)	bar/M(bar m ³ /kmole)
$K_{a, \text{ acid}}$	Acid-base equilibrium coefficient	M (kmol/m ³)
K_H	Henry's law coefficient	M/bar (kmol/m ³ /bar)
pK_a	$-\log_{10}[K_a]$	
R^1	Gas law constant (8.314×10^{-2})	bar/M/K(bar m ³ /kmol /K)
ΔG	Free energy	J/mol

¹ A value R equal to 8.314 J/mol/K should be used in the van't Hoff equation ($\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$) for consistency of units.

Table 2.5 Kinetic parameters and rates

Symbol	Description	Units
$k_{A/Bi}$	Acid base kinetic parameter	/M/d
k_{dec}	First order decay rate	/d
$I_{\text{inhibitor, process}}$	Inhibitor function (see K_I)	
k_{process}	First order parameter (normally for hydrolysis)	/d
$k_{L,a}$	Gas-liquid transfer coefficient	/d
$K_{I, \text{ inhibit, substrate}}$	50% inhibitory concentration	kgCOD/m ³
$k_{m, \text{ process}}$	Monod maximum specific uptake rate (μ_{max}/Y)	kgCOD S/kgCOD X/d
$K_{S, \text{ process}}$	Half saturation value	kgCOD S/m ³
ρ_j	Kinetic rate of process j	kgCOD S/m ³ /d
$Y_{\text{substrate}}$	Yield of biomass on substrate	kgCOD X/kgCOD S
μ_{max}	Monod maximum specific growth rate	/d

Table 2.6 Dynamic states and algebraic variables(and derived variable)

Symbol	Description	Units
pH	$-\log_{10}[H^+]$	–
$P_{\text{gas},i}$	Pressure of gas i	bar
P_{gas}	Total gas pressure	bar
S_i	Soluble component i	kgCOD/m ³
$t_{\text{res},X}$	Extended retention of solids	d
T	Temperature	K
V	Volume	m ³
X_i	Particulate component i	kgCOD/m ³

2.2.3 생화학적 공정

1) ADM1의 생화학적 반응의 구성

협기성 모델은 대부분 중간생성물을 포함시키며, IWA 태스크 그룹도 과학적이고 적용의 장점이 많기 때문에 이 모델을 사용한다. 모델은 세 가지 총괄 생화학적 단계(효소에 의한 산생성, 유기산의 혐기성 산화, 메탄생성) 뿐만 아니라 세포외부에서의 분해 단계(부분적으로 비생물학적)와 외부 효소에 의한 가수분해단계로 구성된다(Fig. 2.5). 가수분해와 산생성, 아세트산 생성 과정은 수많은 병렬반응으로 이루어져 있다. 혼합 복합 입자상물질을 동질로 가정하고 입자상물질은 탄수화물과 단백질, 지질의 입자상 기질로 분해된다. 이것은 폐활성 슬러지 소화모델을 간단하게 하였으며, 분해단계가 더욱 복잡한 가수분해단계 보다 먼저 진행되는 것으로 생각하였다(Pavlostathis and Gossett, 1988). 1차 기질은 속도식과 생분해도의 매개변수로 표시할 때 사용한다. 복합 입자상물질은 죽은 미생물의 전분해(pre-lysis) 저장소로 이용된다. 그러므로 분해단계는 분해와 비효소부패, 물리적 파괴, 분리와 같은 일련의 단계로 구성된다.

모든 세포외부의 단계는 1차 반응이라고 가정하였으며, 이것은 다단계과정의 누적영향을 반영한 경험적 함수이다(Eastman and Ferguson, 1981). 세포속도식은 (섭취와 성장, 사멸로 이루어진다(Table 2.7~ 2.10). 중요한 성장 방정식은 기질의 섭취이며 Monod식에 근거를 두고 있다.

2) 속도식 행렬

생화학적 반응에서 공정의 속도식과 화학양론계수 행렬은 ASM1과 같은 형식으로 Table 2.7~2.10에 나타내었다. Table 2.7~2.10의 세로 항(j)은 공정을, 가로 항(i)은 성분을 표시하는 것으로 탄소평형에 이를 사용한 무기탄소 양론계수는 식 2.3과 같다.

$$\nu_{10,j} = - \sum_{i=1 \sim 9, 11 \sim 24} C_i \nu_{i,j} \quad (2.3)$$

(식 2.3)을 사용하여 $\nu_{10,6}$ 암모니아산 효소에 대한 무기탄소계수는 식 (2.4)와 같다.

$$\begin{aligned} \nu_{10,6} = & -(-C_{aa} + (1 - Y_{aa})f_{va,aa}C_{va} + (1 - Y_{aa})f_{bu,aa}C_{bu} \\ & + (1 - Y_{aa})f_{pro,aa}C_{pro} + (1 - Y_{aa})f_{ac,aa}C_{ac} + Y_{aa}C_{biom} \end{aligned} \quad (2.4)$$

여기서, C_i : i 성분의 탄소함유량 (kmol C/kgCOD)

C_{biom} : 미생물의 탄소함유량 (0.0313 mol C/gCOD)

Table 2.7 Biochemical rate coefficients(v_{ij}) and kinetic rate equations(ρ_j) for soluble components($i = 1 \sim 6, j = 1 \sim 19$)

process j	Component i	1 S_{su}	2 S_{aa}	3 S_{fa}	4 S_{va}	5 S_{bu}	6 S_{pro}	Rate (ρ_j , kgCOD/m ³ /d)
1	Disintegration							$k_{dis}X_e$
2	Hydrolysis Carbohydrates	1						$k_{hyd, ch}X_{ch}$
3	Hydrolysis of Proteins		1					$k_{hyd, pr}X_{pr}$
4	Hydrolysis of Lipids	$1-f_{a, li}$		$f_{a, li}$				$k_{hyd, li}X_{li}$
5	Uptake of Sugars	-1				$(1-Y_{su})f_{su, aa}$	$(1-Y_{su})f_{pro, su}$	$k_{m, su} \frac{S_{su}}{K_s + S_{su}} X_{su} I_1$
6	Uptake of Amino Acid		-1		$(1-Y_{aa})f_{va, aa}$	$(1-Y_{aa})f_{su, aa}$	$(1-Y_{aa})f_{pro, aa}$	$k_{m, aa} \frac{S_{aa}}{K_s + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake of LCFA			-1				$k_{m, fa} \frac{S_{fa}}{K_s + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of Valerate				-1		$(1-Y_{c4})0.54$	$k_{m, c4} \frac{S_{va}}{K_s + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{va}} I_2$
9	Uptake of Butyrate					-1		$k_{m, c4} \frac{S_{bu}}{K_s + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{bu}} I_2$
10	Uptake of Propionate						-1	$k_{m, pr} \frac{S_{pro}}{K_s + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of Acetate							$k_{m, ac} \frac{S_{ac}}{K_s + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of Hydrogen							$k_{m, H_2} \frac{S_{H_2}}{K_s + S_{H_2}} X_{H_2} I_1$
13	Decay of X_{su}							$k_{dec, X_{su}}X_{su}$
14	Decay of X_{aa}							$k_{dec, X_{aa}}X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}							$k_{dec, X_{fa}}X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}							$k_{dec, X_{c4}}X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}							$k_{dec, X_{pro}}X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}							$k_{dec, X_{ac}}X_{ac}$
19	Decay of X_{H_2}							$k_{dec, X_{H_2}}X_{H_2}$
		Monosaccharides (kgCOD/m ³)	Amino acids (kgCOD/m ³)	Long chain fatty acids (kgCOD/m ³)	Total valerate (kgCOD/m ³)	Total butyrate (kgCOD/m ³)	Total propionate (kgCOD/m ³)	Inhibition factors $I_1 = I_{pH}I_{N_{lim}}I_2 = I_{pH}I_{N_{lim}}I_{H_2}I_3 = I_{pH}I_{N_{lim}}I_{H_2}X_{ac}$

Table 2.8 Biochemical rate coefficients(v_{ij}) and kinetic rate equations(ρ_j) for soluble components($i = 7 \sim 12$, $j = 1 \sim 19$)

process j	Component i	7 S_{ac}	8 S_{h2}	9 S_{ch4}	10 S_{ic}	11 S_{in}	12 S_i	Rate (ρ_j , kgCOD/m ³ /d)
1	Disintegration						f_{SLac}	$k_{dis}X_e$
2	Hydrolysis Carbohydrates							$k_{hyd, ch}X_{ch}$
3	Hydrolysis of Proteins							$k_{hyd, pr}X_{pr}$
4	Hydrolysis of Lipids							$k_{hyd, li}X_{li}$
5	Uptake of Sugars	$(1-Y_{su})f_{ac, su}$	$(1-Y_{su})f_{h2, su}$		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,5}$	$-(Y_{su})N_{bac}$		$k_{m, su} \frac{S_{su}}{K_s + S} X_{su} I_1$
6	Uptake of Amino Acid	$(1-Y_{aa})f_{ac, aa}$	$(1-Y_{aa})f_{h2, aa}$		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,6}$	$N_{aa} - (Y_{aa})N_{bac}$		$k_{m, aa} \frac{S_{aa}}{K_s + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake of LCFA	$(1-Y_{fa})0.7$	$(1-Y_{fa})0.3$			$-(Y_{fa})N_{bac}$		$k_{m, fa} \frac{S_{fa}}{K_s + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of Valerate	$(1-Y_{c4})0.31$	$(1-Y_{c4})0.15$			$-(Y_{c4})N_{bac}$		$k_{m, c4} \frac{S_{va}}{K_s + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{in}} I_2$
9	Uptake of Butyrate	$(1-Y_{c4})0.8$	$(1-Y_{c4})0.2$			$-(Y_{c4})N_{bac}$		$k_{m, c4} \frac{S_{bu}}{K_s + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{in}} I_2$
10	Uptake of Propionate	$(1-Y_{pro})0.57$	$(1-Y_{pro})0.43$		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,10}$	$-(Y_{pro})N_{bac}$		$k_{m, pr} \frac{S_{pro}}{K_s + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of Acetate	-1		$(1-Y_{ac})$	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,11}$	$-(Y_{ac})N_{bac}$		$k_{m, ac} \frac{S_{ac}}{K_s + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of Hydrogen		-1	$(1-Y_{h2})$	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,12}$	$-(Y_{h2})N_{bac}$		$k_{m, h2} \frac{S_{h2}}{K_s + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decay of X_{su}							$k_{dec, X_{su}}X_{su}$
14	Decay of X_{aa}							$k_{dec, X_{aa}}X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}							$k_{dec, X_{fa}}X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}							$k_{dec, X_{c4}}X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}							$k_{dec, X_{pro}}X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}							$k_{dec, X_{ac}}X_{ac}$
19	Decay of X_{h2}							$k_{dec, X_{h2}}X_{h2}$
		Total acetate (kgCOD/m ³)	Hydrogen gas (kgCOD/m ³)	Methane gas (kgCOD/m ³)	Inorganic Carbon (kmoleC/m ³)	Inorganic nitrogen (kmoleN/m ³)	Soluble inert (kgCOD/m ³)	Inhibition factors $I_1 = I_{pHIN,lim}, I_2 = I_{pHIN,lim}I_{h2}, I_3 = I_{pHIN,lim}I_{NH4}X_{ac}$

Table 2.9 Biochemical rate coefficients(v_{ij}) and kinetic rate equations(ρ_j) for soluble components($i = 13 \sim 18$ $j = 1 \sim 19$)

process j	Component i	13 X_c	14 X_{ch}	15 X_{pr}	16 X_{li}	17 X_{su}	18 X_{aa}	Rate (ρ_j , kgCOD/m ³ /d)
1	Disintegration	-1	$f_{ch,ac}$	$f_{pr,ac}$	$f_{li,ac}$			$k_{dis}X_c$
2	Hydrolysis Carbohydrates		-1					$k_{hyd,ch}X_{ch}$
3	Hydrolysis of Proteins			-1				$k_{hyd,pr}X_{pr}$
4	Hydrolysis of Lipids				-1			$k_{hyd,li}X_{li}$
5	Uptake of Sugars					Y_{su}		$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_s + S_{su}} X_{su} I_1$
6	Uptake of Amino Acid						Y_{aa}	$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_s + S_{aa}} X_{su} I_1$
7	Uptake of LCFA							$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_s + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of Valerate							$k_{m,cv} \frac{S_{su}}{K_s + S_{su}} X_{cv} \frac{1}{1 + S_{su}/S_{su}} I_2$
9	Uptake of Butyrate							$k_{m,cb} \frac{S_{su}}{K_s + S_{su}} X_{cb} \frac{1}{1 + S_{su}/S_{su}} I_2$
10	Uptake of Propionate							$k_{m,pr} \frac{S_{pr}}{K_s + S_{pr}} X_{pr} I_2$
11	Uptake of Acetate							$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_s + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of Hydrogen							$k_{m,h_2} \frac{S_{h_2}}{K_s + S_{h_2}} X_{h_2} I_1$
13	Decay of X_{su}	1				-1		$k_{dec,Xsu}X_{su}$
14	Decay of X_{aa}	1					-1	$k_{dec,Xaa}X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}	1						$k_{dec,Xfa}X_{fa}$
16	Decay of X_{cv}	1						$k_{dec,Xcv}X_{cv}$
17	Decay of X_{pr}	1						$k_{dec,Xpr}X_{pr}$
18	Decay of X_{ac}	1						$k_{dec,Xac}X_{ac}$
19	Decay of X_{h_2}	1						$k_{dec,Xh_2}X_{h_2}$
		Composites (kgCOD/m ³)	Carbohydrates (kgCOD/m ³)	Proteins (kgCOD/m ³)	Lipids (kgCOD/m ³)	Sugar degraders (kgCOD/m ³)	Amino acid degraders (kgCOD/m ³)	Inhibition factors $I_1 = I_{pH}I_{N_{lim}}I_{h_2}$, $I_2 = I_{pH}I_{N_{lim}}I_{h_2}$, $I_3 = I_{pH}I_{N_{lim}}I_{NH_4Xac}$

Table 2.10 Biochemical rate coefficients(v_{ij}) and kinetic rate equations(ρ_j) for soluble components($i = 19 \sim 24$, $j = 1 \sim 19$)

process j	Component i	19 X_{fa}	20 X_{c4}	21 X_{pro}	22 X_{ac}	23 X_{h2}	24 X_i	Rate (ρ_j , kgCOD/m ³ /d)
1	Disintegration						$f_{X_{Lac}}$	$k_{dis}X_e$
2	Hydrolysis Carbohydrates							$k_{hyd, ch}X_{ch}$
3	Hydrolysis of Proteins							$k_{hyd, pr}X_{pr}$
4	Hydrolysis of Lipids							$k_{hyd, li}X_{li}$
5	Uptake of Sugars							$k_{m, su} \frac{S_{su}}{K_s + S} X_{su} I_1$
6	Uptake of Amino Acid							$k_{m, aa} \frac{S_{aa}}{K_s + S_{aa}} X_{su} I_1$
7	Uptake of LCFA	Y_{fa}						$k_{m, fa} \frac{S_{fa}}{K_s + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of Valerate		Y_{c4}					$k_{m, c4} \frac{S_{va}}{K_s + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{fa}} I_2$
9	Uptake of Butyrate		Y_{c4}					$k_{m, c4} \frac{S_{bu}}{K_s + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{fa}} I_2$
10	Uptake of Propionate			Y_{pro}				$k_{m, pr} \frac{S_{pro}}{K_s + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of Acetate				Y_{ac}			$k_{m, ac} \frac{S_{ac}}{K_s + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of Hydrogen					Y_{h2}		$k_{m, h2} \frac{S_{h2}}{K_s + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decay of X_{su}							$k_{dec, X_{su}} X_{su}$
14	Decay of X_{aa}							$k_{dec, X_{aa}} X_{su}$
15	Decay of X_{fa}	-1						$k_{dec, X_{fa}} X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}		-1					$k_{dec, X_{c4}} X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}			-1				$k_{dec, X_{pro}} X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}				-1			$k_{dec, X_{ac}} X_{ac}$
19	Decay of X_{h2}					-1		$k_{dec, X_{h2}} X_{h2}$
		LCFA degraders (kgCOD/m ³)	Valerate and butyrate degraders (kgCOD/m ³)	Propionate degraders (kgCOD/m ³)	Acetate degraders (kgCOD/m ³)	Hydrogen degraders (kgCOD/m ³)	Particulate inerts (kgCOD/m ³)	Inhibition factors $I_1 = I_{pH} I_{N_{lim}} I_2 = I_{pH} I_{N_{lim}} I_{h2} I_3 = I_{pH} I_{N_{lim}} I_{NH_4X_{ac}}$

3) 저해와 독성

Speece (1996)는 생물학적 공정에서 두 가지의 저해가 있다고 보고하였다. 독성은 박테리아의 신진대사에 역영향을 미치며, 저해는 박테리아의 기능에 장애를 주는 것이다. IWA 태스크 그룹은 저해를 다음과 같이 정의하였다.

Biocidal inhibition : 반응적인 독성, 비가역적 독성, 합성세제, aldehydes, nitro-compounds, cyanide, azides, antibiotics, electrophiles(Speece 1996), detergent irreversible 저해

Biostatic inhibition : 비반응 독성, 가역적 독성, product, weak acid/base(VFA, NH_3 , H_2S 포함), pH, cation, 항상성(homeostasis) 파괴물질(Speece 1996).

Biocidal inhibition은 주로 기질의 섭취와 미생물 성장(최대섭취율, 생성율, 반포화 매개변수) 및 사멸율에 영향을 미친다.

약산과 염기는 유리된 형태로 세포벽을 통과하고 해리하여 양자기전력과 항상성을 파괴한다(Henderson 1971). 미생물은 이온과 pH가 최적이지 아닐 경우 동화작용보다는 항상성을 유지하기 위하여 더 많은 에너지는 소모하게 되고, 기질의 섭취율이 매우 적어져 미생물 생성율은 감소하게 된다.

Beefink 등 (1990)은 여러 가지 저해 기작들을 고려한 maintenance-dependent kinetic rate을 제안하였다. 이 식은 Monod 식을 기초로 하였다 (Table 2.11). IWA 태스크 그룹의 저해속도는 a) Lehninger (1975)에 의해 제안된 가역형(비경쟁저해), b) 미생물 생성율과 사멸율에 저해의 직접영향, c) pH 저해에 사용한 두 가지 경험식(Angelidaki et al. 1993; Ramsay 1997), d) 경쟁 섭취율(저해는 없으나 완전경쟁적임), e) 2차 기질 Monod식(질소가 제한적일 때 미생물 성장률이 감소됨)을 고려하여 제안하였다.

혐기성소화에서 저해형태는 다양하고 광범위하기 때문에 식(2.5)로 나타내었다. 이 식은 쉽게 대체 또는 항목을 추가할 수 있다.

$$\rho_j = \frac{k_m S}{K_S + S} X \cdot I_1 \cdot I_2 \cdot \dots \cdot I_n \quad (2.5)$$

여기서, 식의 첫 번째 부분은 비저해 Monod 섭취율

$I_{1 \dots n} = f(S_{I_1 \dots n})$: 저해함수 (Table 2.7-10)

pH 저해는 낮은 pH에서 약산농도의 증가와 약염기 저해, 높은 pH에서는 수송을 제한한다. pH는 모든 생물체에 영향을 미친다. pH 저해는 $ADM1(I_{pH})$ 에서 아세트생성과 산생성, 수소와 메탄 이용 메탄생성에 대한 차별 매개변수로 세포 내의 공정에 사용된다. pH 함수는 Table 2.11에 나타내었다. Table 2.11의 첫 번째 항목은 암모니아나 다른 염기들에 의하여 완충되었을 때 사용하고(>pH 8), 두 번째 항목은 낮은 pH 저해가 일어날 때 사용한다.

가수분해는 낮거나 높은 pH에서 저해를 받을 수 있으며, 이는 효소의 불완전한 변성에 의하여 야기된다. Boon (1994)은 회분식 1차 슬러지 소화실험을 통하여 pH 6.8에서 최적 가수분해상태를 나타내었으며, pH 6.5~7.5에서는 그 변화가 미미하였다고 보고하였다.



Table 2.11 Inhibition forms

Description	Equation	Used for	j ¹
(a) Non-competitive inhibition	$I = \frac{1}{1 + S_I/K_I}$	Free ammonia and hydrogen inhibition	7~12
Uncompetitive	$\rho_j = \frac{k_m X S}{K_s + S \left(1 + \frac{K_I}{S_I}\right)}$	Not used	
Competitive	$\rho_j = \frac{k_m X S}{K_s \left(1 + \frac{K_I}{S_I}\right) + S}$	Not used	
(b) Reduction in yield	$Y = f(S_I)$	Not used	
Increased biological decay rate	$k_{dec} = f(S_I)$	Not used	
(c) Empirical upper and lower inhibition	$I = \frac{1 + 2 \times 10^{0.5(pH_{UL} - pH_{IL})}}{1 + 10^{(pH - pH_{UL})} + 10^{(pH_{LL} - pH)}}$	pH inhibition when both high and low pH inhibition	5~12 ²
Empirical lower inhibition only	$pH < pH_{UL}$ $I = \exp\left(-3 \left(\frac{pH - pH_{UL}}{pH - pH_{LL}}\right)^2\right)$ $pH > pH_{UL}$ $I = 1$	pH inhibition when only low pH inhibition occurs	5~12 ²
(d) Competitive uptake	$I = \frac{1}{1 + S_I/S}$	Butyrate and valerate competition for C ₄	8~9
(e) Secondary substrate	$I = \frac{1}{1 + K_I/S_I}$	All uptake, to inhibit uptake when S _{IN} ~ O	5~12

Nomenclature : K_I = inhibition parameter; ρ_j = rate for process j; S = substrate for process j; S_I = inhibitor concentration; X = biomass for process j.

1. Process where inhibition term used.

2. Only one pH inhibition term used, and form 1 (with upper lower inhibition) should not be used with free ammonia inhibition. For the first pH function, pH_{UL} and pH_{LL} are upper and lower limits where the group of organisms is 50% inhibited respectively. For example, acetate-utilising methanogens with a pH_{UL} of 7.5 and pH_{LL} of 6.5 have an optimum at pH 7. For the second function, pH_{UL} and pH_{LL} are points at which the organisms are not inhibited, and at which inhibition is complete respectively. Acetate-utilising methanogens with a pH_{UL} of 7 and pH_{LL} of 6 will be completely inhibited below pH 6 and not inhibited above pH 7.

2.2.4 물리화학적 공정

물리화학적 공정은 혐기성 반응조에서 일어나는 비생물학적 중간 과정이며, 관계 속도식은 아래의 세 가지 형태이다.

- Liquid-liquid processes(i.e. ion 결합/해리 : rapid)
- Liquid-gas processes(i.e. 액체-기체 전달 : rapid/medium)
- Liquid-solid processes(i.e. 응집/용해 : medium/slow)

일반적으로 전자의 두 공정이 혐기성 모델에 사용되고 있다. 물리화학적 시스템은 혐기성 시스템을 모델링할 때 매우 중요하다.

1) 액체-액체 공정

수소와 수산기 이온은 혐기성 처리시 운전되는 pH에 가까운 해리계수 pK_a 값을 가진다(Table 2.12). 유기산의 해리계수 pK_a 는 4.8에 가까운 값을 가지며, $CO_{2(aq)}/HCO_3^-$ 산-염기쌍은 pK_a 6.35, NH_4^+/NH_3 산-염기쌍은 pK_a 9.25 값을 가진다. HCO_3^-/CO_3^{2-} 산-염기쌍이 pK_a 10.3 값을 가질 때 CO_3^{2-} 염은 매우 적은 농도이므로 CO_3^{2-} 는 모델에서 제외시켰다(298 K에 대한 모든 pK_a 값).

강산($pK_a=3.5$)에서 $CO_{2(aq)}$ 와 HCO_3^- 반응은 H_2CO_3 로 진행된다. 그러므로, $[CO_{2(liq)}/H_2CO_3]$ 의 평형계수는 631 (298 K ; Stumm and Morgan, 1996)이며, 이것은 $[CO_{2(liq)}] \gg [H_2CO_3]$ 와 $[CO_{2(liq)}]$ 가 효과적인 산으로 작용한다는 알 수 있다. 결합/해리 과정(Musvoto et al., 2000a)은 매우 빠르게 진행되어 평형상태에 도달함으로 음함수 대수식으로 나타낼 수 있다. 중요한 항목과 평형계수는 Table 2.12에 나타내었다.

Table 2.12 Acid-base equilibrium coefficients(pKa)

Acid/base pair	pK _a (298 K)	ΔH^0 (J/mole)	$\Theta(=\Delta H^0/(RT_1^2));$ T ₁ = 298 K
CO ₂ /HCO ₃ ⁻	6.35 ¹	7646	0.010
NH ₄ ⁺ /NH ₃	9.25 ¹	51965	0.070
H ₂ S/HS	7.05 ¹	21670	0.029
H ₂ O/(OH ⁻ + H ⁺)	14.00 ¹	55900	0.076
HAc/Ac ⁻	4.76 ²	Maximum of 4.81 at 333K ³	n/a
HPr/Pr ⁻	4.88 ²	Maximum of 4.94 at 333K ³	n/a
n-HBu/Bu ⁻	4.82 ²	Maximum of 4.92 at 333K ³	n/a
i-HBu/Bu ⁻	4.86 ²	No other data	n/a
n-HVa/Va ⁻	4.86 ²	No other data	n/a
i-HVa/Va ⁻	4.78 ²	No other data	n/a

1. Lide (2001).

2. Sillen and Martel (1964).

3. Does not fit constant enthalpy form of van't Hoff $\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H^*}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$

(1) 산-염기 반응의 모델

미분방정식 또는 음함수 대수식을 사용하여 산-염기반응의 방정식을 실행한다. 두 접근법은 전하평형 또는 도식법으로 방정식을 공식화한다(More and Hering, 1993).

IWA 태스크 그룹은 보다 쉽게 이해할 수는 전하평형법을 권장하고 있다. 그러므로, 도식법은 음함수 대수식 또는 미분실행에 대한 대수방정식의 구조를 개선하기 위하여 사용된다. 전하평형은 식 (2.6)과 같이 나타낼 수 있다.

$$\sum S_{C^+} - \sum S_{A^-} = 0 \quad (2.6)$$

여기서, 전함은 총양이온당량농도(total cationic equivalents concentration)이며, 후함은 총음이온당량농도(total anionic equivalents concentration)를 나타낸다.

ADM1에 실행된 전하평형은 식 (2.7)과 같다.

$$S_{Cat^+} + S_{NH_4^+} + S_{H^+} - S_{HCO_3^-} - \frac{S_{Ac^-}}{64} - \frac{S_{Pr^-}}{112} - \frac{S_{Bu^-}}{160} - \frac{S_{Va^-}}{208} - S_{OH^-} - S_{An^-} = 0 \quad (2.7)$$

여기서, S_{Cat^+} 와 S_{An^-} 는 Na^+ , Cl^- 와 같은 금속이온으로 나타내며, NH_4Cl 과 $NaHCO_3$ 를 첨가했을 때 NH_4^+ 와 HCO_3^- 로 나타낸다. LCFAs는 전하가에 대한 COD가 매우 적기 때문에 산-염기반응에 고려하지 않는다. 그래서, 유리 LCFA의 저해가 나타나거나, LCFA농도가 높으면 휘발성 지방산(VFA; volatile fatty acids)과 유사하게 고려한다. 반응조 내에서 아미노산에 의한 산-염기반응은 미미하고 아미노산 pK_a 값의 범위가 크기 때문에 고려하지 않았다(Ramsay, 1997).

산-염기 방정식이 대수식으로 표시할 수 있다면 산-염기쌍의 결합농도는 동적 상태 변수들로 표현할 수 있다. 무기탄소($CO_{2,aq}/HCO_3^-$ pair)에 대한 동적상태변수는 식 (2.8)과 같다.

$$S_{IC} - S_{CO_2} - S_{HCO_3^-} = 0 \quad (2.8)$$

잔류 대수방정식은 산-염기 평형방정식으로부터 수식화 된다.

$$S_{HCO_3^-} - \frac{K_{a, CO_2} S_{IC}}{K_{a, CO_2} + S_{H^+}} = 0 \quad (2.9)$$

여기서, K_{a, CO_2} 는 평형계수이다.

유기산에 대한 무기질소는

$$S_{VFA^-} - \frac{K_{a, VFA} S_{VFA, total}}{K_{a, NH_4} + S_{H^+}} = 0 \quad (2.10)$$

$$S_{NH_4^+} - \frac{S_{H^+} S_{IN}}{K_{a, NH_4} + S_{H^+}} = 0 \quad (2.11)$$

수산기는

$$S_{OH^-} - \frac{K_W}{S_{H^+}} = 0 \quad (2.12)$$

그러므로, 산-염기 반응은 음함수 대수식, 유리형태(S_{CO_2})와 이온형태($S_{HCO_3^-}$)의 단일 동적상태변수로 함께 취급하여 실행한다. ADM1에서는 유리산 또는 염기는 S_{CO_2} 와 S_{NH_3} 이다.

2) 액체-기체 전달

세 가지 주요 가스성분은 중간생성물과 생물학적 공정에 미치는 영향 또는 유출수내 포함되어 있다(25℃에서의 용해도).

H_2 - 낮은 용해도 (0.00078 M_{liq} / bar_{gas})

CH_4 - 낮은 용해도 (0.0014 M_{liq} / bar_{gas})

CO_2 - 높은 용해도 (0.035 M_{liq} / bar_{gas})

H_2S 는 황산염이 생화학적 공정에 고려되지 않았기 때문에 고려하지 않는다. 암모니아는 용해되지만($K_H = 50 M_{aq} / bar_{gas}$; Stumm and Morgen 1996) mass flux에서는 무시하였다.

(1) 액체-기체 전달 방정식

가스와 액체상은 상호 작용하여 정상상태에 도달한다. 물은 액체에서는 평형 관계를 Henry's 법칙으로 표현할 수 있다. Henry's 법칙은 일반적으로 액체에 대한 가스의 부분압으로 농도를 표시한다.

$$K_H p_{gas, i, ss} - S_{liq, i, ss} = 0 \quad (2.13)$$

여기서, $S_{liq, i, ss}$: i성분에 대한 정상상태 액체상 농도 (M)

$p_{gas,i,ss}$: i성분에 대한 정상상태 기체상 농도 (bar)

K_H : Henry의 계수 (M/ bar)

이산화탄소와 메탄, 수소와 같은 비용해성 가스의 전달의 저항은 주로 액체 내에서 발생된다(Coulson and Richardson, 1993; Pauss et al., 1990).은 혐기성 소화조의 가스는 유출 유기물과 총COD평형에 과포화 될 수 있음을 보고하였다. 그러므로 동적가스전달방정식은 액체-가스 전달을 설명하는데 사용한다. 일반적인 방정식은 Whitman (1923)의 two-film 이론에 따른다. Stumm과 Morgan (1996)에 의하여 방정식이 유도되었으며, mass flux는 추진력과 속도식의 결합이다.

$$\rho_{T,i} = k_L a (S_{liq,i} - K_H p_{gas,i}) \quad (2.14)$$

여기서, $k_L a$: 총괄질량전달계수에 비 전달면적을 나눈 값 (/d)

$\rho_{T,i}$: 가스 i의 물질전달속도계수 (kg COD/m³/d)

Table 2.13 Liquid-gas transfer parameter values

Gas	K_H (298 K) ¹ M_{liq}/bar_{gas}	ΔH^O (J/mole)	$\Theta(= \Delta H^O/(RT_1^2));$ $T_1 = 298$ K	Diffusivity ² at 298 K $((m^2/s) \times 10^9)$
H ₂	0.00078 ³	-4,180	-0.00566	4.65
CH ₄	0.0014 ³	-14,240	-0.01929	1.57
CO ₂	0.035	-19,410	-0.02629	1.98

1. Lide (2001)

2. Pauss et al. (1990)

3. Multiply by a factor 16(H₂) and 64(CH₄) to change K_H from M/bar to kgCOD/m³/bar.

3) 온도에 의한 물리화학적 매개변수의 변화

온도에 대한 변화는 주로 평형계수의 변화에 영향을 주기 때문에 물리화학적 시스템에 본질적으로 영향을 미친다. 시스템에서 온도에 의한 물리화학적 매개변수의 변화에 기인하는 총괄영향은 일반적 생화학적 시스템의 변화에 기인하는 것 보다 더 중요하다. Van't Hoff 방정식은 온도에 대한 평형계수의 변화를 설명한다. 만약 ΔH (반응열)가 온도에 독립적이라고 가정한다면 Van't Hoff 방정식은 식 (2.15)으로 나타낼 수 있다.

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H^O}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (2.15)$$

여기서, ΔH^O : 표준상태의 온도와 기압에서의 반응열

R : 기체상수 (8.324 J /mole/K)

 K_1 : 온도 $T_1(K)$ 에서의 알고 있는 평형계수 K_2 : 온도 $T_2(K)$ 에서의 미지의 평형계수

만약 $T_1 \times T_2 \simeq T_1^2$ 라면 T_1^2 와 Θ 가 $\Delta H^O/RT_1^2$ 에 대입하여 치환하면 식 (2.15)는 공통적으로 사용되는 식 (2.16)으로 나타낼 수 있다(Siegrist *et al.*, 1993, Angelidaki *et*

al., 1999, Vavilin *et al.*, 1997).

$$K_2 = K_1 e^{\theta(T_2 - T_1)} \quad (2.16)$$

273 K (0℃)에서 333 K (60℃)에서 식 (2.15)는 Table 2.12와 2.13에 있는 모든 평형 계수에 대하여 유효하나 유기산은 제외된다. 유기산에 대한 K_a 값은 이 온도범위 내에서 매우 적기 때문에 일정하다고 가정하였다.



2.3 ASM모델과 ADM모델 및 ADM모델과 ASM모델의 상태변수전환

ASM모델과 ADM모델, ADM모델과 ASM모델을 다시 연결하기 위하여 각각의 상태 변수를 연결하여야 하며, 상태 변수의 연결은 ASM1의 상태변수를 ADM1에 적절한 상태변수로 전환시켜 소화조의 ADM1을 모사하고 ADM1의 소화조에서 유출되는 상징액의 성분을 다시 ASM1의 상태변수로 전환하는 것이다(Fig. 2.6).



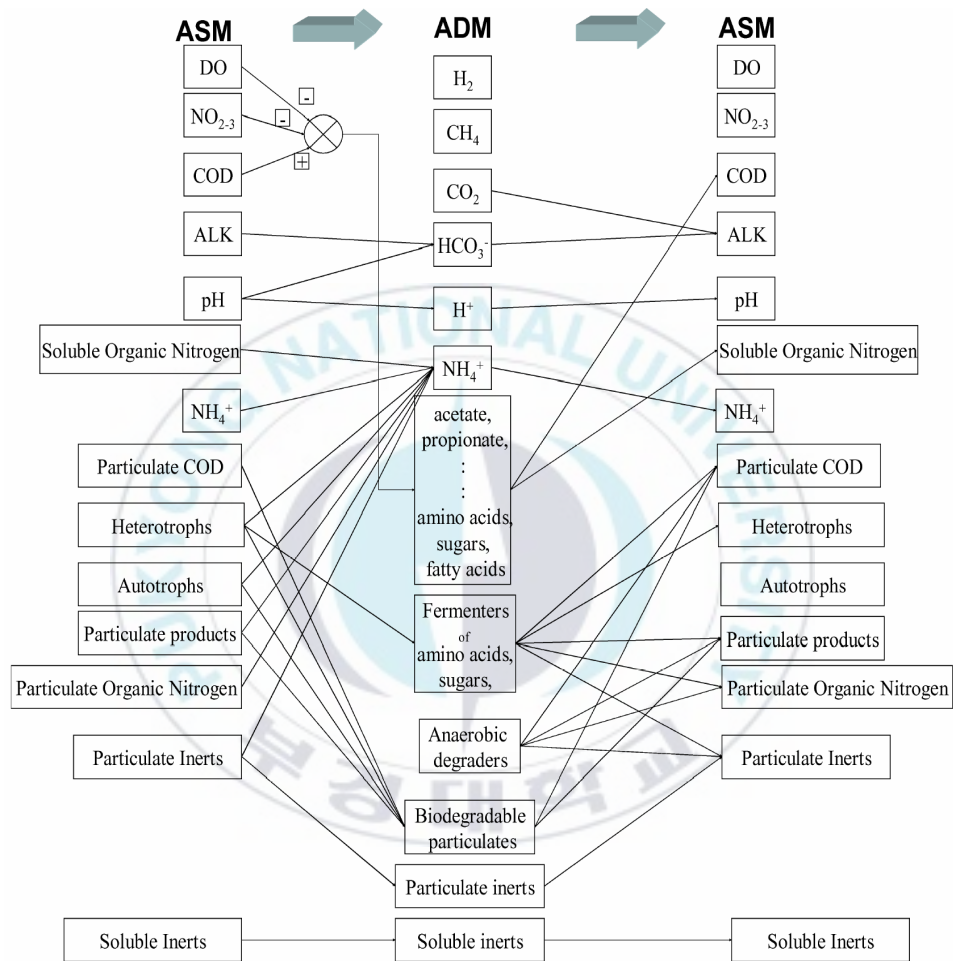


Fig. 2.6 Direct assignments between model components in the proposed transformers (Langenhove, 2005).

2.3.1 물질수지

Copp. 등(2003)은 ASM1의 상태변수를 ADM1의 상태변수로 전환알고리즘(연산자)으로 COD와 TKN 물질수지를 사용하여 폐수처리 모델을 수행하였다.

모든 인터페이스의 어려움은 전환 후 물질수지의 유지이다. ASM1과 ADM1은 근본적으로 다르기 때문에 물질수지 중요성은 전환시 COD와 TKN, 입자상 물질을 상태변수로 표현하는 것이나, 이것은 모델의 근본적 차이 때문에 덜 중요하다고 간주한다. 각각의 모델에 대한 상태변수들은 Table 2.14(ASM1)과 2.15(ADM1)에 나타내었다. Table 2.14과 2.15로부터 단위의 초기값은 ASM1과 ADM1에서 다소 차이가 있는 것을 알 수 있다.

Table 2.14 Stable variables in ASM1

State Variable Description	State Symbol	Units
Soluble inert organic matter	S _I	g COD/m ³
Readily biodegradable substrate	S _S	g COD/m ³
Particulate inert organic matter	X _I	g COD/m ³
Slowly biodegradable substrate	X _S	g COD/m ³
Active heterotrophic biomass	X _{BH}	g COD/m ³
Active autotrophic biomass	X _{BA}	g COD/m ³
Particulate products arising from biomass decay	X _p	g COD/m ³
Oxygen	S _O	g COD/m ³
Nitrate and nitrite nitrogen	S _{NO}	g N/m ³
NH ₄ ⁺ + NH ₃ nitrogen	S _{NH}	g N/m ³
Soluble biodegradable organic nitrogen	S _{ND}	g N/m ³
Particulate biodegradable organic nitrogen	X _{ND}	g N/m ³
Alkalinity	S _{Alk}	mol /L

Table 2.15 State variables in ADM1

State Variable Description	State Symbol	Units
Soluble inerts	S_I	kg COD/m ³
Monosaccharides	S_{su}	kg COD/m ³
Amino acids	S_{aa}	kg COD/m ³
Long chain fatty acids (LCFA)	S_{fa}	kg COD/m ³
Total valerate	S_{va}	kg COD/m ³
Total butyrate	S_{bu}	kg COD/m ³
Total propionate	S_{pro}	kg COD/m ³
Total acetate	S_{ac}	kg COD/m ³
Hydrogen gas	S_{h2}	kg COD/m ³
Methane gas	S_{ch4}	kg COD/m ³
Particulate inerts	X_I	kg COD/m ³
Composites	X_c	kg COD/m ³
Carbohydrates	X_{ch}	kg COD/m ³
Proteins	X_{pr}	kg COD/m ³
Lipids	X_{li}	kg COD/m ³
Sugar degraders	X_{su}	kg COD/m ³
Amino acid degraders	X_{aa}	kg COD/m ³
LCFA degraders	X_{fa}	kg COD/m ³
Valerate and butyrate degraders	X_{c4}	kg COD/m ³
Propionate degraders	X_{pro}	kg COD/m ³
Acetate degraders	X_{ac}	kg COD/m ³
Hydrogen degraders	X_{h2}	kg COD/m ³
Inorganic nitrogen	S_{IN}	kmol N/m ³
Inorganic carbon	S_{IC}	kmol C/m ³
Anions	S_{an}	kmol /m ³
Cations	S_{cat}	kmol /m ³

각각의 모델에서 COD_{total} 는 유기물 상태변수들의 합으로 계산된 합성변수이다. TKN은 암모니아를 포함한 유기질소의 값이다.

두 모델에 대한 COD와 TKN를 계산한 방정식은 아래와 같다.

ASM1

$$COD_s = S_i + S_s \quad (2.17)$$

$$COD_p = X_i + X_s + X_{bh} + X_{ba} + X_p \quad (2.18)$$

$$COD_t = COD_s + COD_p \quad (2.19)$$

$$TKN = S_{nh} + S_{nd} + X_{nd} + i_{xb}(X_{bh} + X_{ba}) + i_{xe}(X_i + X_p) \quad (2.20)$$

여기서, COD_s : soluble COD

COD_p : particulate COD

COD_t : total COD

TKN : total Kjeldahl nitrogen

ADM1

$$COD_s = S_i + S_{su} + S_{aa} + S_{fa} + S_{va} + S_{bu} + S_{pro} + S_{ac} + S_{h2} + S_{ch4} \quad (2.21)$$

$$COD_p = X_i + X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{c4} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2} + X_c + X_{ch} + X_{pr} + X_{li} \quad (2.22)$$

$$COD_t = COD_s + COD_x \quad (2.23)$$

$$TKN_t = S_{\infty} + N_{xc}X_c + N_i(S_i + X_i) + N_{aa}(X_{pr} + S_{aa}) + N_{bac}(X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2}) \quad (2.24)$$

합성변수 계산은 각각의 모델에서 차이가 있다. COD계산은 간단한 여러 가지 상태변수의 총합이며, TKN은 질소상태변수의 합에 유기물상태변수의 질소분율을 더하여 계산된다.

2.3.2 ASM1에서 ADM1으로 상태변수 전환

ADM1의 상태변수 전환의 기본적인 개념은 X_c (composites), S_{aa} (amino acids), S_i (soluble inert COD), X_i (particulate inert COD), 사용가능한 유입 질소와 COD를 최대화한 것이다. 이 접근법은 평형유지를 위하여 상태변수의 자유도를 사용한다. 자유도는 각각의 경우에 있어 단독 탄소(질소분율이 없는) 또는

단독 질소(탄소가 없는)의 상태변수에 참조되며, 필요시 평형에 근접시키는데 사용한다. 이 전환에서 S_{su} (monosaccharides)와 X_{ch} (carbohydrates), X_{li} (lipids)는 이들의 상태변수에 결합된 질소가 없다는 ADM1의 가정하에 자유도의 탄소원으로 사용된다. 이와 유사하게 S_{in} (inorganic nitrogen)은 결합탄소가 없다는 가정하에 자유도의 질소원으로 사용된다. COD와 TKN 전환의 모식도는 Fig. 2.7와 2.8에 나타내었다. 그림에 나타낸 상태변수는 단지 주어진 값과 다른 모든 것들은 혐기조건으로 전환되는 지점에서 0으로 가정한다.



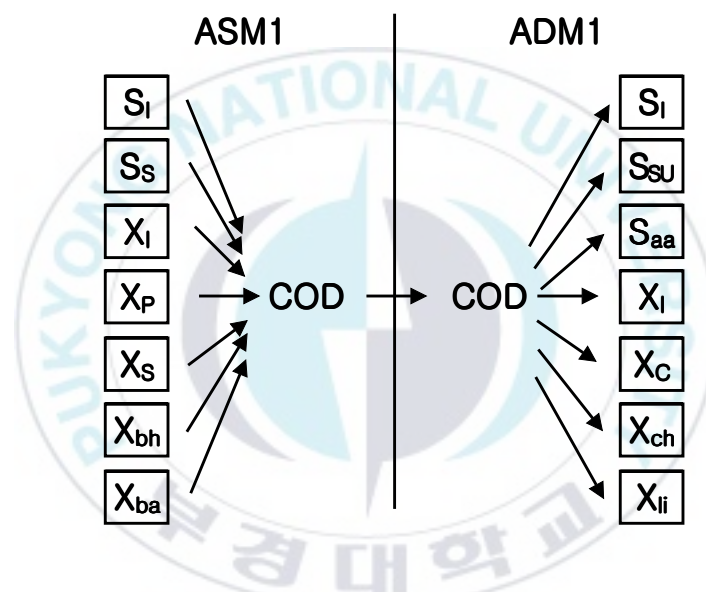


Fig. 2.7 ASM1 to ADM1 state variable conversions for COD.

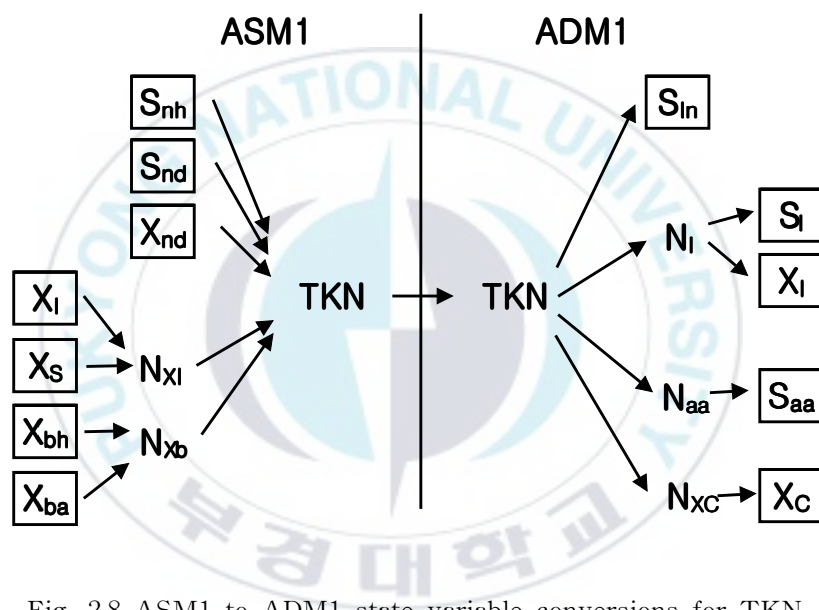


Fig. 2.8 ASM1 to ADM1 state variable conversions for TKN.

1) 산소요구량

제안된 전환 알고리즘에서의 1단계는 유입수내의 전자수용체를 감소시키는 데 필요한 산소요구량의 당량을 계산하는 것이다. 산소요구량은 다음과 같이 계산된다.

$$COD_{demand} = S_O + 2.86 S_{NO} \quad (2.25)$$

여기서, COD_{demand} : 유입전자수용체를 감소시키기 위한 산소요구량

S_O : 유입용존산소 (mg O_2 /L)

S_{NO} : 유입질산성질소 (mg N/L)

산소와 질산염은 혐기조건으로 유입되자마자 순간적으로 감소된다고 가정하였기 때문에 유입 총COD는 유입수내의 전자수용체의 감소에 대응하는 산소요구량에 의하여 감소되어진다. 유입 총COD는 산소요구량이 만족해 질 때까지 단계적으로 감소되어진다. 그 감소는 ASM1 상태변수의 단계를 근거로 하며, S_S 는 첫 번째 산소요구량에 의하여 감소되어진다. 만약 S_S 가 부족하다면 S_S 는 0으로 감소되어 진후 남은 산소요구량은 X_S 로 부터 취한다. 필요하다면, X_{BH} 와 X_{BA} 도 감소될 것이다. 그 단계는 $S_S \rightarrow X_S \rightarrow X_{BH} \rightarrow X_{BA}$ 의 순으로 진행된다.

2) 용존유기질소

다음 단계의 전환은 ADM1의 아미노산 상태변수(S_{aa})에 대하여 용존COD와 질소의 적절한 분배를 계산하는 것이다. ASM1에서 생분해 가능한 용존유기질소는 S_{ND} 로 나타낸다. ADM1에서 생분해 가능한 용존유기질소는 상태변수가 아니지만 S_{aa} 의 분율로 계산된다. S_{ND} 와 동일한 생분해 가능한 유기질소를 주기 위하여 ADM1에서 필요한 당량가의 S_{aa} 가 주어진다.

$$ReqCOD_S = \frac{S_{ND}}{N_{aa}} \quad (2.26)$$

여기서, $ReqCOD_S$: ADM1에서 필요한 S_{aa}

N_{aa} : 아미노산 상태변수(S_{aa})의 질소분율

계산된 $ReqCOD_s$ 는 사용 가능한 쉽게 생분해되는 유입COD($S_{S, in}$)와 비유되며, $S_{S, in}$ 이 충분히 존재한다면

$$S_{aa} = ReqCOD_s \quad (2.27)$$

잔여 $S_S(S_{S, in} - ReqCOD_s)$ 는 S_{su} 로부터 충당되어진다. 만약 유입수내에 $S_{S, in}$ 이 부족하다면

$$S_{aa} = S_{S, in} \quad (2.28)$$

그리고, 잔여 $S_{ND}(S_{ND} - S_{aa} \cdot N_{aa})$ 는 유기질소체에 추가된다. 이 단계의 모식도는 Fig. 2.9에 나타내었다.

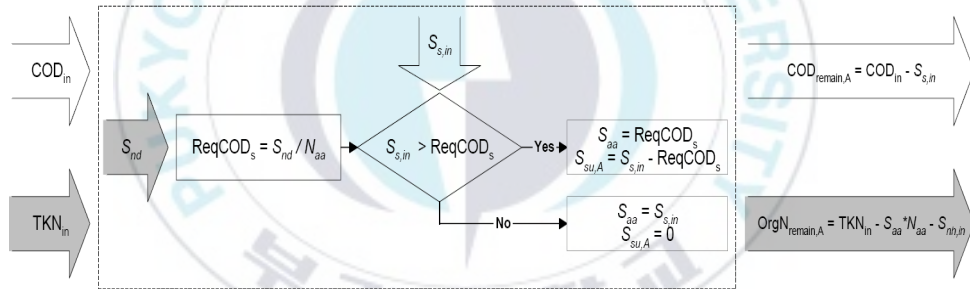


Fig. 2.9 Schematic illustration of S_{ND} and S_S mapping.

3) 불활성 유기물질

다음 단계는 용존성과 입자상 불활성 물질의 도식화를 수반한다. 이 단계에서 $S_I(ASM1)$ 는 $S_{I,ADM1}$ 로 도식화되고 ASM1로부터 $f_{XI} \cdot (X_p + X_I)$ 는 $X_{I,ADM1}$ 으로 도식화된다. ASM1에서의 불활성 COD의 분율($1-f_{XI}$)은 혐기성에서는 분해되어진다고 가정한다(그렇지 않으면 f_{xi} 는 모든 유입 불활성 COD를 1로 줄 수 있으며, 혐기성 불활성 COD도 마찬가지다).

상태변수 도식화에서의 사용 가능한 유기질소는 충분한 질소가 물질수지를 위하여 사용된다는 것을 보증하기 위하여 검사한다.

ADM1에서 필요한 용존 불활성 유기질소는

$$ReqOrgN_s = S_I \times N_I \quad (2.29)$$

유기질소체가 $ReqOrgN_s$ 보다 크다면

$$S_{I,ADM1} = S_I \quad (2.30)$$

유기질소체가 $ReqOrgN_s$ 보다 적다면

$$S_{I,ADM1} = \frac{OrgN_{remain,A}}{N_I} \quad (2.31)$$

그리고, 잔존 $S_I(S_I - Org_{remain,A} / N_I)$ 는 S_{su} 에 추가된다. 잔존 유기질소체는 $S_{I,ADM1} \times N_I$ 에 의하여 감소되어진다. 이 단계의 도식은 Fig. 2.10에 나타내었다.

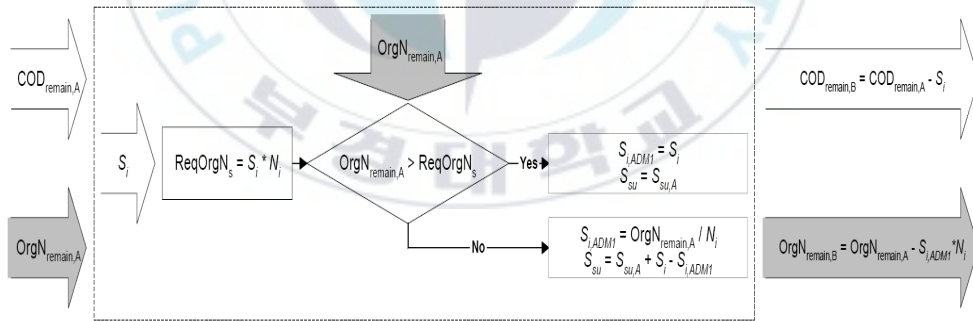


Fig. 2.10 Schematic illustration of soluble inert COD mapping.

ADM1에서 필요한 입자상 불활성 유기질소는

$$ReqOrgN_X = f_{XI} \times (X_p + X_I) \times N_I \quad (2.32)$$

유기질소체가 ReqOrgN_x 보다 크다면

$$X_{I,ADM1} = f_{XI} \times (X_p + X_I) \quad (2.33)$$

유기질소체가 ReqOrgN_x 보다 적다면

$$X_{I,ADM1} = \frac{\text{OrgN}_{\text{remain},B}}{N_I} \quad (2.34)$$

그리고, 잔존 $X_I(f_{XI} \times (X_p + X_I) - \text{OrgN}_{\text{remain},A}/N_I)$ 는 COD에 추가된다. 잔존 유기질소체는 $X_{I,ADM1} \times N_I$ 에 의하여 감소되어진다. 이 단계의 도식은 Fig. 2.11에 나타내었다.

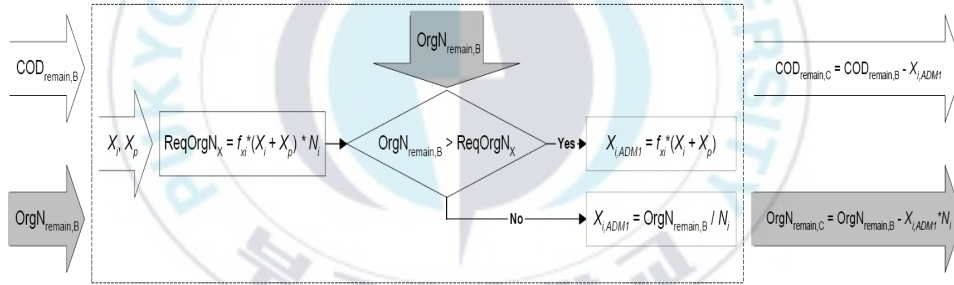


Fig. 2.11 Schematic illustration of particulate inert COD mapping.

4) 남아 있는 COD와 TKN의 분배

알고리즘에 있는 최종 단계는 잔여 입자상 COD와 TKN의 도식화이다. 그 목적은 X_c 내에 잔여 COD의 도식을 최대화하는 것이다. AMD1에서 X_c 는 N_{Xc} 에 의하여 주어진 결합질소성분을 가지고 있다. 그런 이유로 X_c 내의 모든 잔여유기질소 도식을 위한 요구 COD는 아래와 같다.

$$ReqCOD_{Xc} = \frac{OrgN_{remain, C}}{N_{Xc}} \quad (2.35)$$

잔여 COD가 $ReqCOD_{Xc}$ 보다 크다면

$$X_c = ReqCOD_{Xc} \quad (2.36)$$

그리고 잔여 COD는 X_c 분해를 위해 ADM1에 사용된 비율에 따라 X_{ch} 와 X_{li} 로 도식화한다. 그것은 아래와 같다.

$$X_{ch} = \frac{f_{ch, Xc}}{(f_{ch, Xc} + f_{li, Xc})} (COD_{remain, C} - X_c) \quad (2.37)$$

$$X_{li} = \frac{f_{li, Xc}}{(f_{ch, Xc} + f_{li, Xc})} (COD_{remain, C} - X_c) \quad (2.38)$$

잔여 COD가 $ReqCOD_{Xc}$ 보다 적다면

$$X_c = COD_{remain, C} \quad (2.39)$$

각각의 경우에 있어 ADM1의 유입무기질소(S_{in})은 아래와 같이 계산된다.

$$S_{IN} = S_{NH, IN} + (OrgN_{remain, C} - X_c \times N_{Xc}) \quad (2.40)$$

잔여 COD가 ReqCOD_{X_c} 보다 클 경우, $\text{OrgN}_{\text{remain,C}} - X_c * N_{X_c}$ 는 0으로 되고, 유입 무기질소는 ASM1으로 부터 유입된 암모니아와 동일하다. 그러나 잔여 COD가 모든 잔여유기질을 사용하는 양보다 적다면 이 질소는 TKN평형에 근접할 수 있도록 유입무기질소에 더한다. 잔여 ADM1 상태변수들을 0으로 설정하면 TKN과 COD의 물질수지 결과를 얻을 수 있다. 이 단계의 모식도는 Fig. 2.12에 나타내었다.

최종적으로 AMD1에서 양이온과 음이온을 묘사된 상태변수는 ASM1에서는 어떠한 증가변수를 가지고 있지 않다. 이상적으로 양이온과 음이온의 상태변수는 실패수의 분석을 통하여 평가되어야 한다. 사용할 수 있는 정보가 없다면 변수들은 S_{IC} 와 S_{IN} 으로부터 평가되어질 수 있다.

$$S_{\text{cat}} = S_{IC} \quad (2.41)$$

$$S_{\text{an}} = S_{IN} \quad (2.42)$$

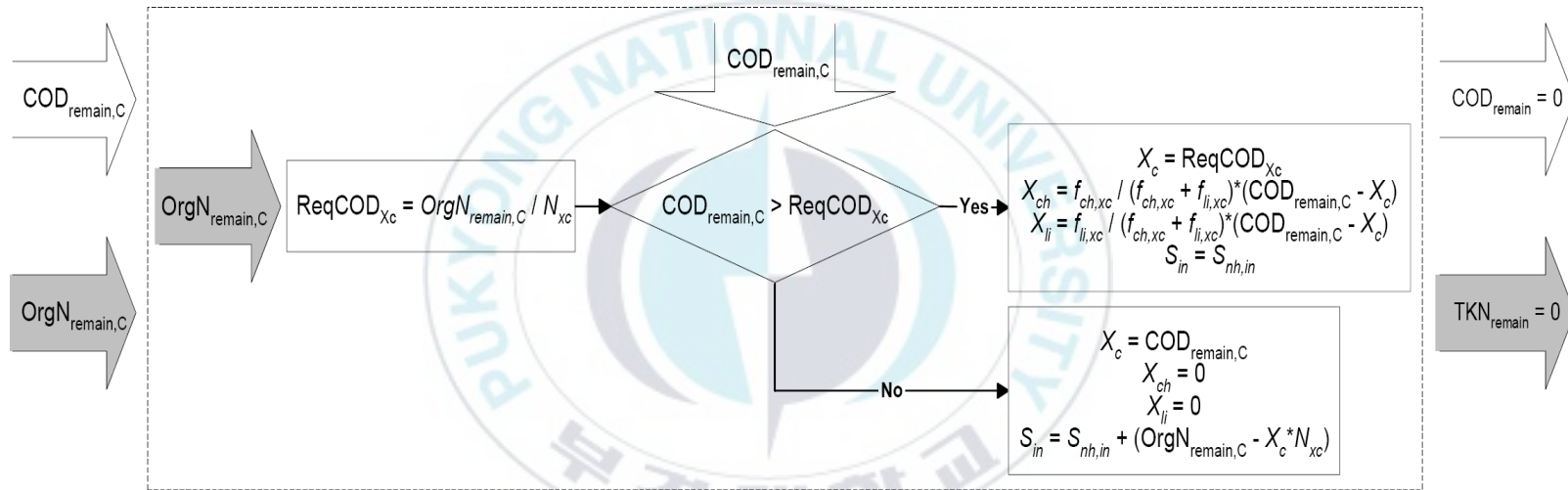


Fig. 2.12 Schematic illustration of final COD and TKN mapping.

2.3.3 ADM1에서 ASM1으로 상태변수 전환

ASM1으로의 전환은 다소 간단하다. 전환에서 목표는 이용 가능한 COD와 관계된 X_S (slowly biodegradable substrate)와 S_S (readily biodegradable substrate), S_I (soluble inert COD), X_I (particulate inert COD), 그리고 질소와 관계된 S_{NH} (ammonia)와 X_{ND} (particulate organic nitrogen), S_{ND} (soluble organic nitrogen)의 최대화이다. Fig. 2.13은 COD 전환의 모식도를 나타냈으며, Fig. 2.14는 TKN전환을 나타내었다.



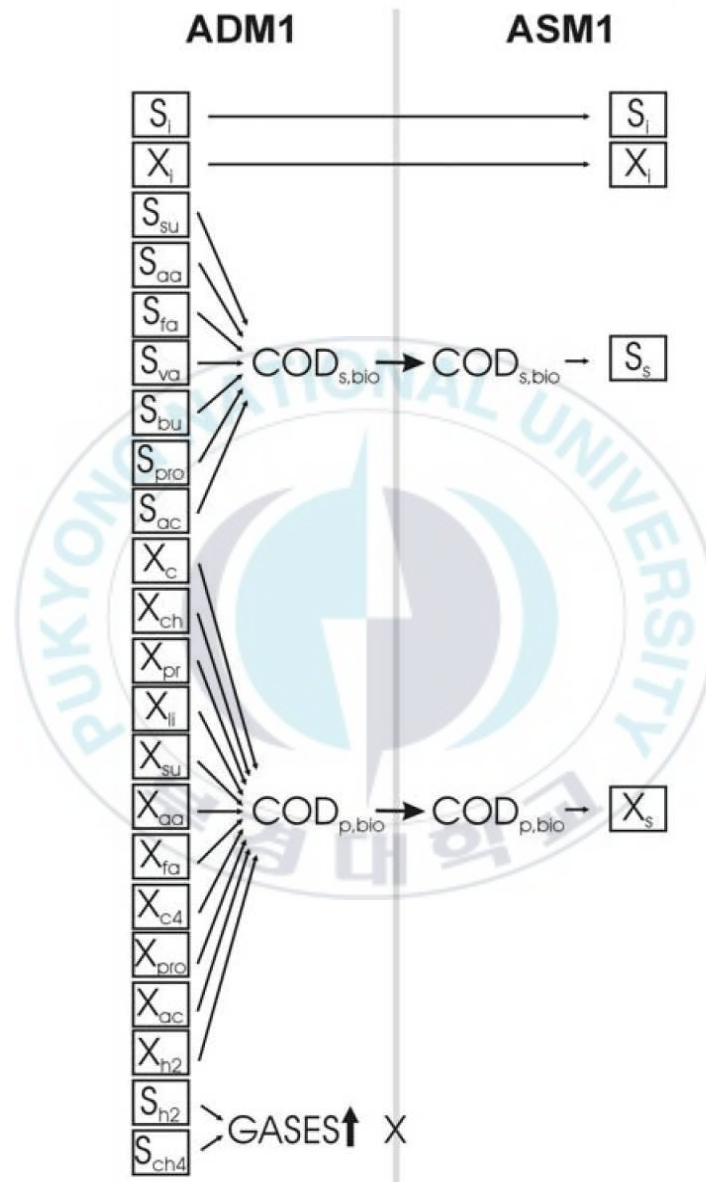


Fig. 2.13 ADM1 to ASM1 state variable conversions for COD.

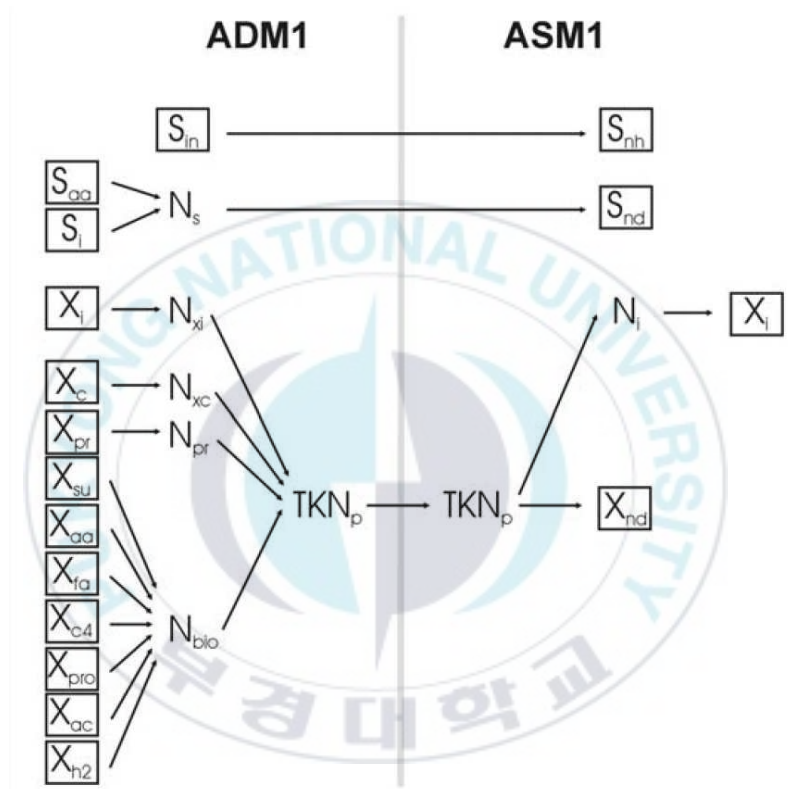


Fig 2.14 ADM1 to ASM1 state variable conversions for TKN.

1) 용존가스의 COD

Fig. 2.13에 나타낸 COD의 물질수지는 용존가스(수소(S_{H_2})와 메탄(S_{CH_4}))을 예외로 하고 ASM1까지 전환에 유지된다. 이들 가스의 경우에 있어 가스는 호기성 환경에 들어오자마자 액체로부터 대기 중으로 날아간다고 가정하였다. 그런데 변이되어 보존된 COD량은 총 혐기성 COD에서 액체 내에 용존 가스의 COD를 빼준 것이다.

$$COD_{conserved} = COD_{t, anaerobic} - S_{H_2} - S_{CH_4} \quad (2.43)$$

S_{H_2} 와 S_{CH_4} 는 결합된 질소를 가지고 있지 않기 때문에 COD에서의 S_{H_2} 와 S_{CH_4} 의 감소는 TKN전환에 영향을 미치지 않는다.

2) COD 전환

용해성 불활성과 입자상 COD는 ASM1 상태변수에 따라 바로 도식화한다.

$$S_{I, ASM1} = S_{I, ADM1} \quad (2.44)$$

$$X_{I, ASM1} = X_{I, ADM1} \quad (2.45)$$

용해성 생분해 COD는 쉽게 생분해되는 COD(S_S)로 표시되며 그 합이다. 입자상 생분해 COD는 어렵게 생분해되는 COD(X_S)로 표시되며 그 합이다.

$$S_S = S_{su} + S_{aa} + S_{fa} + S_{va} + S_{bu} + S_{pro} + S_{ac} \quad (2.46)$$

$$X_S = X_c + X_{ch} + X_{pr} + X_{li} + X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{c4} + X_{pro} + X_{ac} + X_{H_2} \quad (2.47)$$

3) TKN 전환

TKN 전환은 동일하게 진행된다. 무기질소는 직접적으로 암모니아(S_{NH})로

표시된다.

$$S_{NH} = S_{IN} \quad (2.48)$$

유기질소는 ADM1내에서 이들 형태에 상관된 용해성 생분해 질소(S_{ND})와 입자상 유기질소(X_{ND})로 표시된다.

ADM1내에서의 불활성 용해물질의 질소분율은 S_{ND} 속에 표시되며, 불활성 용해물질은 S_{ND} 와 결합된 질소를 가지고 있지 않다. 불활성 입자상 COD(X_I)내의 질소분율은 ASM1과 ADM1에서 차이가 나기 때문에 X_{ND} 의 계산은 총 입자상질소(ADM1의 불활성물질에 결합된 질소를 포함)에 ASM1으로 유입되는 불활성 입자상물질의 질소분율을 뺀 것이다.

$$S_{ND} = (S_{I,ADM1} \times N_I) + (S_{aa} \times N_{aa}) \quad (2.49)$$

$$\begin{aligned} X_{ND} = & N_{bac} \times (X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{c4} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2}) \\ & + N_I \times X_I + N_{xc} \times X_c + N_{aa} \times X_{pr} - i_{xe} \times X_I \end{aligned} \quad (2.50)$$

4) 알칼리도

알칼리도는 S_{IC} 로 부터 평가된다.

2.4 질소 제거

2.4.1 생물학적 질산화

하수나 폐수 내에 존재하는 주요 질소 성분들은 단백질이나 요소형태로 존재하며, 이러한 물질은 미생물에 의해서 분해되어 아미노산으로 되며 이후에 암모니아성 질소로 전환된다.

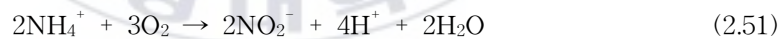
첫 번째 단계는 $\text{NH}_4\text{-N}$ 가 $\text{NO}_2\text{-N}$ 로 산화되며 질산화는 호기성 조건하에서 무기탄소를 이용한 독립영양 미생물이 암모니아성 질소를 산화질소로 전환하는 과정이다. 질산화는 관련 독립영양 미생물이 성장에 필요한 에너지를 암모니아의 산화로부터 새로운 세포의 합성에 사용한다.

두 번째 단계는 NO_2 가 NO_3^- 로 전환되어 지는 과정이다.

질산화 미생물은 토양미생물로부터 분리되는데 Rheiheimer (1988), Stensel과 Barnard (1992)등에 의하면 ammonia를 산화시키는 *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosopira* 등이 관여하며 최종적으로 NO_2N 을 NO_3N 으로 산화시키는 *Nitrobacter*, *Nitropira*와 *Nitrococcus*등이 있다고 하는데 폐수에서는 *Nitrobacter*와 *Nitrosomonas*가 우점한다고 하였다.

일반적으로 질산화에 대한 반응식은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

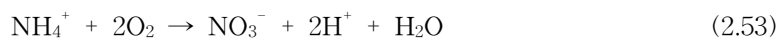
Nitrosomonas



Nitrobacter

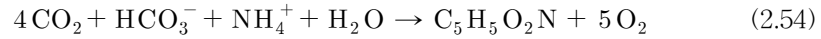


Total reaction

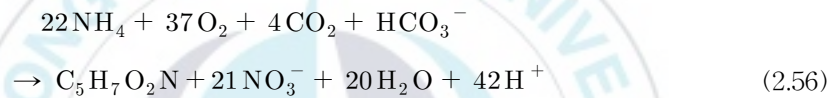
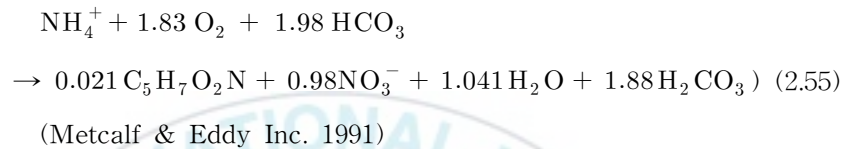


위의 식은 에너지 생성 반응인데 이에 관여하는 미생물들은 이들 반응에서

생성된 에너지를 얻는 동안 암모니아성 질소 일부는 세포질로 동화되며 미생물 세포 합성 반응은 다음과 같다.



전체 총괄반응을 나타내면 아래와 같이 나타낼 수 있다.



암모니아성 질소가 질산염으로 산화시 필요한 산소량은 식(2.51), 식(2.52)에서 $4.75 \text{ mg O}_2/\text{mg}$ 암모니아성 질소(세포합성은 고려하지 않았음) 산소가 소모되며, 합성에 필요한 산소량은 $4.18 \text{ mg O}_2/\text{mg}$ 암모니아성 질소이다(최의소, 1999).

그리고 식(2.56)은 암모니아가 산화되는 동안 많은 양의 alkalinity가 소모되는 것을 보여주고 있다. 단위 $\text{mg NH}_4\text{-N}$ 이 산화될 때 약 7.14 mg/L (as CaCO_3)의 alkalinity가 소모되는 것으로 알려져 있다. 도시하수의 유입수에 암모니아의 농도가 25 mg/L 이며 모두 산화된다면 유출수의 alkalinity를 80 mg/L (as CaCO_3)로 유지하기 위해서는 260 mg/L alkalinity가 필요하다. 어떤 폐수처리장에서는 질산화에 필요한 적절한 pH를 유지하기 위해 Lime이나 soda ash를 주입할 필요가 있다.

생물학적 질산화 과정에 영향을 미치는 인자로 pH, DO, 온도 등이 있으며 $\text{NH}_4\text{-N}$ 의 농도가 증가할수록 최적 pH는 7.2~8.0이며 $\text{NH}_4\text{-N}$ 의 농도가 저농도일 경우 아질산균의 최적 pH는 7.2~8.8의 범위에 있다. *Nitrobacter*가 pH 6.5

에서 질산화율은 pH가 7.5의 60% 정도이다(Blum, 1991).

용존 산소는 질산화과정에 필수적이다. Downing 과 Scragg(1995)은 질산화가 일어나기 위한 최소 농도는 0.3 mg/L 라고 보고하였다. Schoberl 과 Haworth(1964)의 실험에서는 1.0mg/L 이상의 농도에서 *Nitrosomonas* 에 의한 질산화에 영향이 없었고 2.0mg/L 이상의 농도에서는 *Nitrobacter*의 질산화에 영향을 주지 않았다. 또한 1mg/L의 DO 농도와 20~35℃의 포화농도에서 *Nitrobacter winogradski* 의 증식율에 대한 연구도 이루어졌다. 1.0mg/L의 농도에서는 20, 23.7, 29, 35℃의 포화농도에서의 증식율이 79, 80, 70, 58% 정도의 값을 나타내었다. 활성 슬러지를 이용한 실험에서는 DO가 1.0 mg/L 이상이면 질산화율은 영향을 받지 않는 것으로 나타났다(Downing *et al.*, 1964).

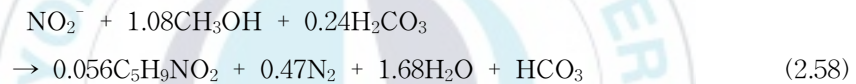
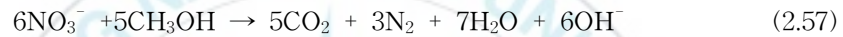
Whurman(1963)의 연구에서는 DO 농도가 4.0에서 7.0 mg/L로 변할 때 질산화율은 변화가 없었으나 1.0 mg/L에서는 이보다 높은 농도의 90% 정도의 질산화율을 보였다. Negel 과 Haworth(1969)는 DO 농도가 1.0mg/L에서 3.0 mg/L으로 높아지면 질산화율은 두배로 증가하는 것으로 보고하였다. μ_{max} 값은 온도에 따라 변하며 온도의 범위는 넓은데, 그 범위가 매우 넓은 것은 다른 인자가 증식율에 영향을 미친다는 것을 보여주고 있다.

다른 인자들로서는 교반정도, 미생물이 플럭 크기, pH, 용존산소의 농도 등이다. 그러나 일반적으로 질산화 세균의 생장율은 8~30℃ 범위에서의 온도의 영향을 받으며 최적 온도는 약 30℃로 보고 있다.

2.4.2 탈질

미생물이 유기물을 분해할 때 산소대신 질산성 질소를 최종 전자수용체로 사용하여 질산성 질소를 질소가스로 환원시키는 과정을 탈질이라고 한다. 이것은 DO와는 관련이 없이 일어나며 사용 가능한 암모니아가 존재하지 않을 때 일어난다. 반면에 이화는 호흡의 전자체인과 관련이 있으며 $\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{NO} \rightarrow \text{N}_2\text{O} \rightarrow \text{N}_2$ 의 순서를 따른다. 탈질에 관여하는 미생물은 많은 종이 있으나 fungi나 algae는 탈질능이 없다. 탈질은 종속영양이나 독립영양 미생물 둘 다에 의해 일어날 수 있다.

중속영양 미생물로는 *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypobacterium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, *Vibrio* 등이 있으며, 이들 대부분은 질산뿐만 아니라 산소도 이용할 수 있으며, 질산과 산소가 없을 경우 발효를 일으킨다. 독립영양 미생물은 탄소원으로 유기탄소 대신 이산화탄소나 중탄산염을 이용한다. *Paracoccus denitrifier* 와 *Thiobacillus denitrifications* 는 각각 수소와 황화물을 전자공여체로 이용한다. 유기 탄소원이 존재한다면 이들 둘은 중속영양성으로 바뀔 수 있다. 탈질 반응은 다음 식으로 나타낸다.



위의 반응식에서 1g 의 NO_3^- -N 는 탈질 과정에서 2.47g 의 메탄올(3.7g 의 COD)을 소비하여 0.45g 의 세포가 합성되며 3.57g 의 알칼리도가 생성됨을 알 수 있다. 또한 내생호흡 반응에서 세포를 탄소원으로 하여 탈질이 진행되는 내생 탈질과정도 있다.

탈질 반응은 영차 반응 (Zero Order Reaction)으로 해석되는 것이 일반적이고 탄소원의 종류에 따라 탈질 속도는 달라지는 것으로 알려져 있다.

호기성 상태에서 탈질 속도는 0.006 mg NO_3^- -N/mg VSS/day 으로 탈질 속도는 극히 적은 것으로 보고되고 있으므로, 용존 산소의 농도는 탈질에 영향을 끼치며 용존산소의 농도가 0.2 mg/L 일 경우에는 용존 산소의 농도가 0 mg/L 와 비교하여 탈질율은 약 50% 정도인 것으로 알려져 있으며 DO 농도가 0.1 mg/L 이상일 경우에는 탈질을 무시하는 것이 보통이다.

2.5 고도하수처리 공정

하수처리의 역사는 2차 처리의 대표적인 공정인 활성슬러지법이 적용된 것이 20세기 초반이고 고도처리는 1950년 말 미국에서 Pilot plant조사가 시작이라고 알려지고 있다. 질소, 인의 제거는 생물학적 공정의 개발에 대한 관심이 높아지면서 생물학적 질산화 탈질법의 원형이 1960년대에 구미의 Wuhrmann, Bringham 등에 의해 제시되어 1970년대에는 각종방법이 실용화되기에 이르렀다(扁林宗人, 1984).

1968년 Barth, E, F 등은 3단계 공법을 개발하였는데 1단계에서는 탄소제거, 2단계에서는 질산화, 3단계에서는 탈질을 수행하는 공정이다. 탈질을 위해서는 외부탄소원에 의존하는 3단계 방법을 후탈질 또는 분리 탈질이라고하며, single sludge process에서는 X_H 와 X_{HD} 가 함께 존재하나 separate process의 탈질조에는 X_{HD} 가 우점종이다. 외부탄소원을 없앤 공법이 Modified Ludzack-Ettinger (MLE)공법으로 포기조의 후단에서 NO_x 를 반송시켰으며, 효과적인 질소제거를 위해서는 4단계의 Barnard공법이 개발되었다.

산화구 (oxidation ditch)에서도 질소제거는 효과적인 것으로 나타났으며, 하수유입을 번갈아 가며 제거시키는 공법인 Biotenitro공법도 유럽에서는 이용되고 있다. 선진외국의 경우 하수 처리장의 유기물 및 영양소의 제거를 위한 고도 공법이 1960년대부터 남아프리카공화국 및 유럽을 중심으로 지속적으로 개발되어 왔으며, 미국의 경우도 많은 공법들이 연구되어 왔는데 대표적으로 A/O(anaerobic/oxic) 및 Phostrip, A^2/O 공정을 중심으로 한 다수의 변법들이 집중적으로 개발되어 왔다 (EPA 1993). 남아프리카의 경우 이론적인 측면에 입각한 연구의 기술 개발이 급속도로 진척되어 왔으며, UCT(university of capetown)공정을 중심으로 적용되고 있다(Wenzel et al, 1990).

우리나라의 경우는 1996년 배출 허용기준과 방류수 수질기준이 규제됨에 따라 지역에 따라 과거에는 없었던 질소와 인의 제거가 요구되어 효과적으로 처리를 위한 공정의 도입과 시설의 개선이 필요함으로 선진국에서만 채용되었던 공정으로 여겼던 고도처리 공정이 도입되기에 이르렀다.

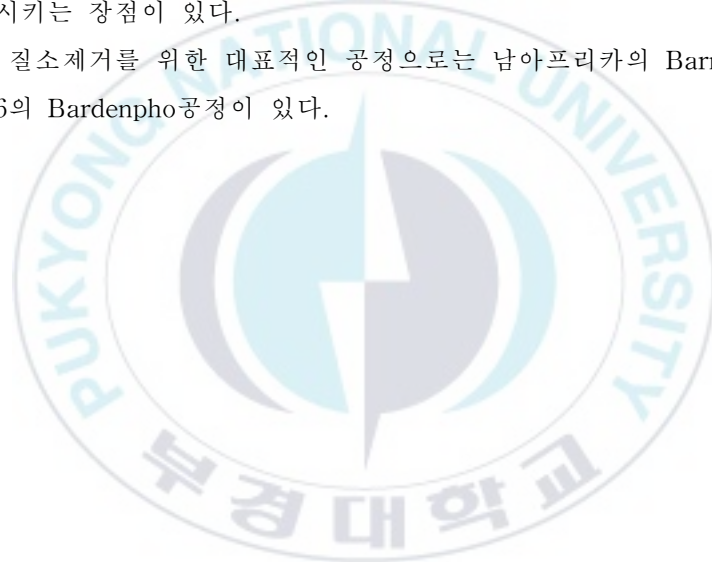
생물학적 질소의 제거공정은 질산화 된 폐수를 탈질시키는 공정으로서 기본

적으로 Fig. 2.15와 같은 3종류의 형태를 고려할 수 있다. 각 형태들 중에서 BOD제거와 질산화를 분리하는 공정도 있으나 일반적으로 하나의 포기조에서 BOD제거와 질산화를 진행한다.

Fig. 2.15 (a)의 Two-sludge system은 전형적인 질산화/탈질화공정으로서 첫 번째 단계에서 탄소원이 대부분 제거되므로 탈질화를 위해서 탄소원으로 methanol을 별도로 투입하는데 실제 소요되는 methanol의 양은 반응식에 의한 산정량의 2~3배가 되는 것이 보통이다.

Fig. 2.15 (b)의 Single-sludge system은 별도의 탄소원 공급없이 폐수의 유기물이 탄소원이 되어 탈질이 진행되도록 하여 산소소요량과 화학약품 사용량을 절감시키는 장점이 있다.

또한 질소제거를 위한 대표적인 공정으로는 남아프리카의 Barnard가 개발한 Fig. 2.16의 Bardenpho공정이 있다.



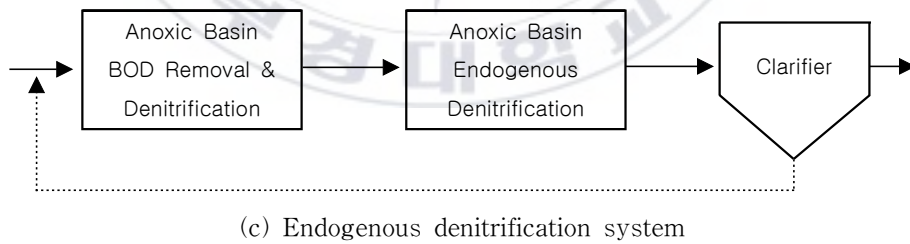
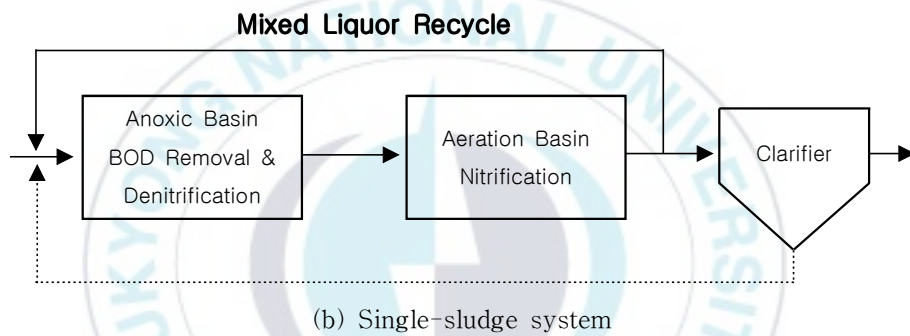
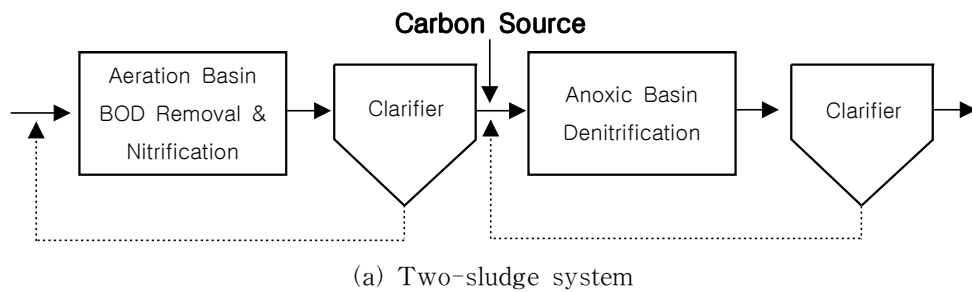


Fig. 2.15 Basic configuration of biological denitrification process (Barth, 1968).

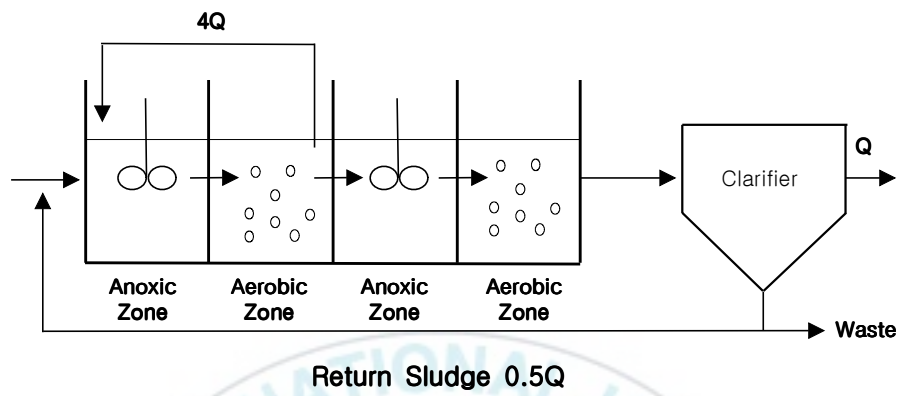


Fig. 2.16 Schematic diagram of Bardenpho process (Barnard, 1975).

제 3 장 연구방법

모델 실행에 사용된 자료는 활성슬러지공정 및 소화조가 있는 N-하수처리장의 운영 자료를 사용하였다. 2005년도 평균자료를 사용하여 민감도분석 및 매개변수추정을 실시하였으며 시뮬레이터는 텍스트기반의 유연성이 크고, Compile 과정 필요 없으며, 초보자가 사용하기에는 다소 어려우나, 빠른 계산 속도를 가지는 Aquasim을 사용하였다.

3.1 하수처리장 자료

모델링에 사용된 자료는 N-하수처리장의 자료로, 하수관거를 통하여 유입된 하수는 침사지를 거쳐 1차 침전지, 포기조, 2차 침전지를 거쳐 방류된다. 1차침전지의 슬러지는 중력 농축조에서 농축된 후 슬러지 혼합조로 유입되고, 2차 침전지의 잉여슬러지는 원심분리 농축조에서 농축된 후 슬러지 혼합조로 유입되며, 1차 슬러지와 잉여슬러지가 혼합된 슬러지는 슬러지 혼합조에서 혐기성 소화조로 유입, 소화 후 침전시키고 침전된 슬러지는 탈수 후 슬러지 케익으로 반출된다. 그리고 중력 농축조 및 원심분리 농축조와 소화슬러지의 상징액과 탈리액은 침사지로 유입된다.

N-하수처리장의 처리계통도는 Fig. 3.1과 같다.

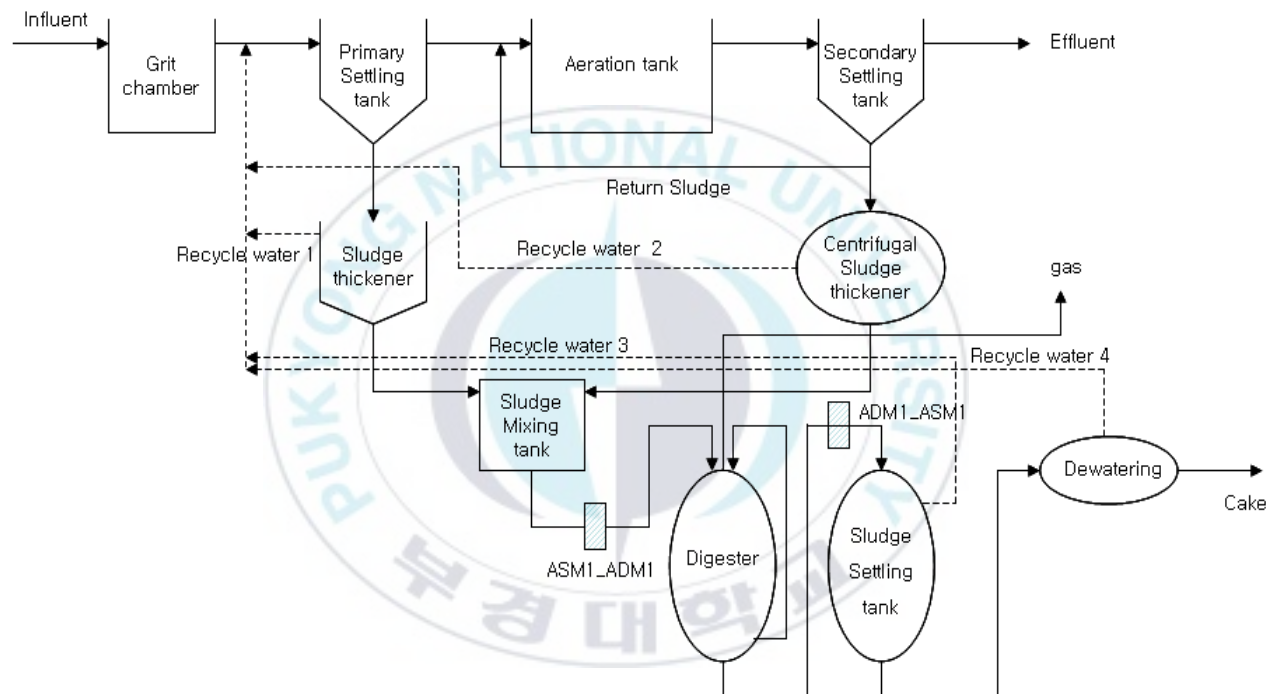


Fig 3.1 Flow diagram of N-Wastewater Treatment Plant.

N-하수처리장의 2005년의 평균하수량 및 유입과 유출의 평균 운전결과는 Table 3.1과 같다.

Table 3.1 Water quality of N-Wastewater Treatment Plant in 2005

Item		Value	Unit
Influent flow rate		326,000	m ³ /d
BOD	Influent	93.1	mg/L
	Effluent	5.9	mg/L
COD _{Mn}	Influent	45.5	mg/L
	Effluent	8.9	mg/L
SS	Influent	95.6	mg/L
	Effluent	2.6	mg/L
T-N	Influent	26.5	mg/L
	Effluent	15.3	mg/L
T-P	Influent	2.7	mg/L
	Effluent	1.5	mg/L

반응조의 크기는 Table 3.2에 나타내었으며, 포기조의 HRT는 6.7시간이다.
그리고 2005년도 조별 유입 평균 유량은 Table 3.3에 나타내었다.

Table 3.2 Operating condition of N-Wastewater Treatment Plant

Reactor	HRT(hr)	Volume	Unit	Note
Primary	1.7	21,375	m ³	
Aeration Tank	6.7	86,625	m ³	
Clarifier	3.4	43,560	m ³	
Gravity Thickener		800	m ³	
Centrifuge Thickener				60m ³ /hr/unit × 4 unit
Sludge Mixing Tank		16,000	m ³	
Digestion Tank		14,000	m ³	
Digestion Sludge Settle Tank		7,000	m ³	
Digestion Gas Tank		6,000	m ³	
Belt Press				500kgDS/hr/unit × 4 unit

Table 3.3 Average flow rate of N-Wastewater Treatment Plant

Item	HRT(hr)	Flow rate(m ³ /d)
Influent		326,000
Primary	1.7	330,000
Aeration Tank	6.7	406,800
Clarifier	3.4	2,180
Gravity Thickener		1,800
Centrifuge Thickener		2,180
Digestion Tank		755
Belt Press		645
Waste Cake		76

3.2 유입수 성상 분류

ASM에 의한 검토를 실시함에 있어 유입하수 중의 유기물 구성성분을 설정하는 작업(유기물 분획)이 반드시 필요한데 분획결과는 처리수질의 재현성과 수질예측 및 설계적용에 큰 영향을 미친다.

유기물 분획방법으로는 보통 호흡율 실험(Oxygen Uptake Rate Test, 이하 OUR 시험이라고 함)이 이루어지게 된다. 그러나 이 방법은 전용장치를 필요로 하며 시간과 노력도 소요되고 수학적 해석도 요구되기 때문에 실무적으로 더욱 간단한 방법이 필요한 상황이다. 그래서 네덜란드 음용수 연구재단(Dutch Foundation for Applied Water Research, 이하 STOWA라고 함)이 OUR 시험을 실시하지 않고 유기물분획을 실시하는 방법을 지침화하는데 성공했다. 그리하여 유입수 성상의 분류는 기존 하수처리장의 자료를 사용하기 위하여 Fig. 3.2, 3.3와 Table 3.4의 방법으로 분류하였으며, 하수처리장 유입수, 유출수의 TBOD₅, SBOD₅, BOD₂₀, TCOD_{Cr}, SCOD_{Cr}, COD_{Mn}, T-N, ST-N, Ammonia, NO₃-N을 Standard Method와 환경오염공정시험법으로 분석하고 각 비율을 구하여 처리장의 자료에 곱하여 줌으로써 유입수의 분획을 정하였다.

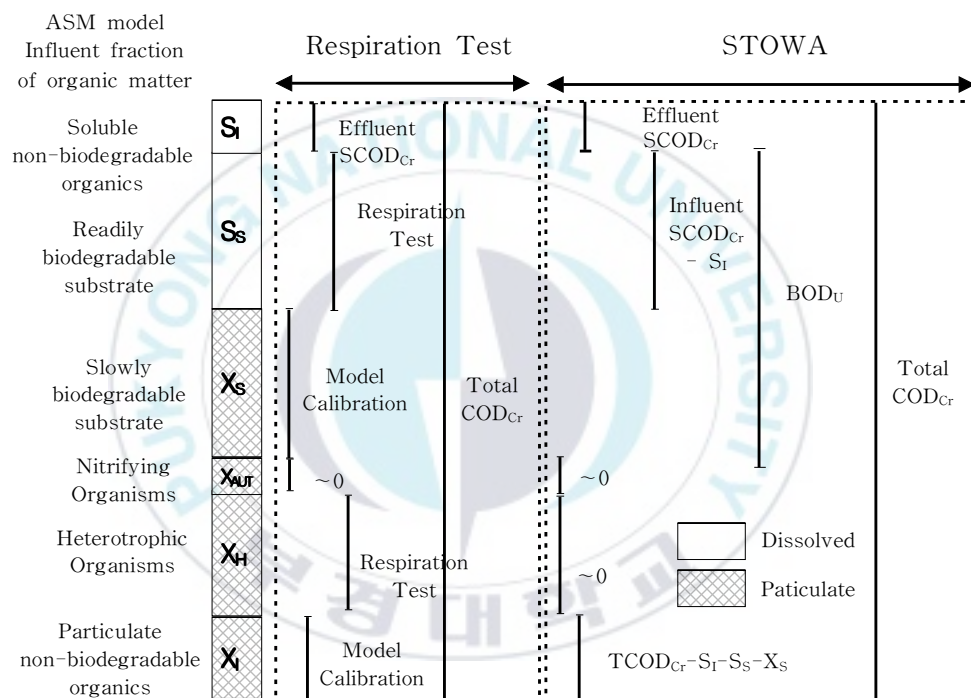


Fig. 3.2 Comparison of methods fraction of organic matter.

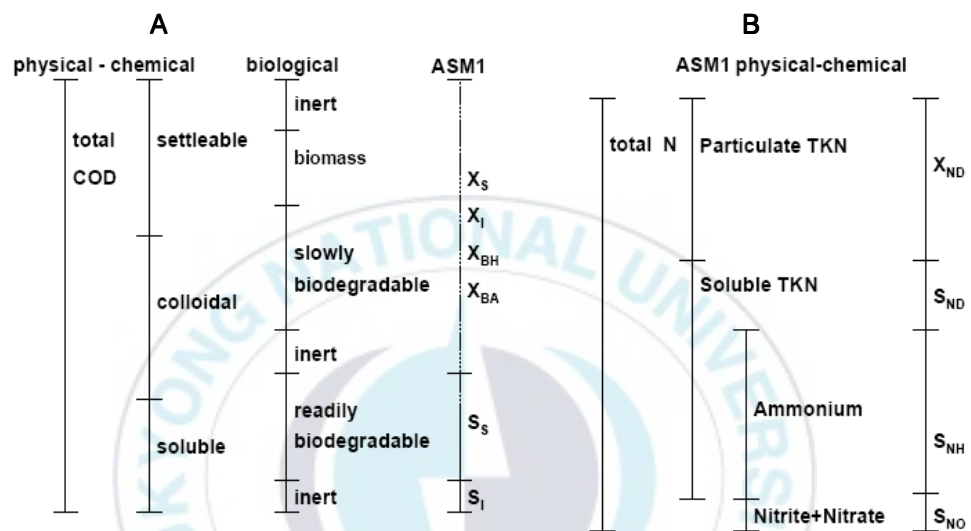


Fig. 3.3 Characterisation of ASM1 wastewater components by physical-chemical methods (A: modified from STOWA, 1995; B: modified from Henze *et al.*, 1995).

Table 3.4 Overview of physical-chemical methods for determination of wastewater components (Fields with grey background indicate that a physical-chemical method is not applicable)

Component	Method	Additional information	Assumptions	References
S _I	0.45 µm filtration of effluent		low loaded system(no biodegradable substrate in effluent)	Ekama <i>et al.</i> , 1986
	90% of effluent COD			Lesouef <i>et al.</i> , 1992
	7-8 µm filtration after longterm aeration test		no S _I production during degradation	Lesouef <i>et al.</i> , 1992 Sollfrank <i>et al.</i> , 1992
	COD profiles in batch tests		wastewater similar to glucose	Germirli <i>et al.</i> , 1991
S _S	0.1 µm filtration	S _I	Particulates do not contain readily biodegradable matters	Levine <i>et al.</i> , 1985
	7-8 µm filtration	S _I		Torrijos <i>et al.</i> , 1994
	Zn(OH) ₂ flocculation	S _I		Lesouef <i>et al.</i> , 1992 Mamais <i>et al.</i> , 1993
X _I	7-8 µm filtration after longterm aeration test		no X _I production during degradation	Lesouef <i>et al.</i> , 1992
X _S	mass balance	S _S , S _I , X _I	X _{BH} , X _{BA} negligible	Henze <i>et al.</i> , 1987
X _{BH}				
X _{BA}				
X _P				
S _O	Standard analysis of oxygen concentration			
S _{NO}	Standard analysis			Henze <i>et al.</i> , 1987
S _{NH}	Standard analysis			Henze <i>et al.</i> , 1987
S _{ND}	Standard analysis of soluble TKN	S _{NH}		Henze <i>et al.</i> , 1987
X _{ND}	Standard analysis of particulate TKN			Henze <i>et al.</i> , 1987
S _{ALK}	Standard analysis of alkalinity			

3.3 민감도분석 및 매개변수 추정, 검증

모델의 매개변수들의 민감도 분석은 ASM1, ADM1의 문헌에서 제시한 모델 상수값을 이용하여 모사한 모델결과와 민감도 분석대상 모델상수의 최저, 최대 값을 지정하고, Aquasim으로 민감도분석을 하였으며, 정확도의 검증단계인 매개변수 추정은 2005년도 유출수의 BOD, COD, SS, T-N의 평균결과와 소화조의 평균 Gas량을 기준으로 Aquasim을 이용하여 추정하였다.

또한 2006년도 실험결과를 비교함으로써 검증하고자 한다.



제 4 장 모델링 결과 및 고찰

4.1 ASM1-ADM1 통합모델을 위한 물질수지

모든 인터페이스의 어려움은 전환 후 물질수지의 유지이며, ASM1과 ADM1은 근본적으로 다르기 때문에 물질수지는 COD와 TKN의 물질수지로 표현하였다. 각각의 모델에 대한 상태변수들은 Table 2.16(ASM1)과 2.17(ADM1)과 같다.

각각의 모델에서 COD_{total} 는 유기물 상태변수들의 부가에 의하여 계산된 합성변수이다. TKN은 암모니아와 유기질소의 합이다. 아래의 방정식은 두 모델에 대한 COD와 TKN를 계산된 방정식은 아래와 같다.

1) ASM1 (단위 : g COD/m³, g N/m³)

$$\begin{aligned} COD_S &= S_I + S_S \\ COD_X &= X_I + X_S + X_{BH} + X_{BA} + X_p \\ COD_T &= COD_S + COD_X \\ TKN &= S_{NH} + S_{ND} + X_{ND} + i_{xb}(X_{BH} + X_{BA}) + i_{xe}(X_I + X_p) \end{aligned}$$

여기서, COD_S : soluble COD

COD_X : particulate COD

COD_T : total COD

TKN : total Kjeldahl nitrogen

2) ADM1 (단위 : kg COD/m³, kmol /m³)

$$\begin{aligned} COD_S &= S_I + S_{su} + S_{aa} + S_{fa} + S_{va} + S_{bu} + S_{pro} + S_{ac} + S_{h2} + S_{ch4} \\ COD_X &= X_I + X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{c4} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2} + X_c + X_{ch} + X_{pr} + X_{li} \\ COD_T &= COD_S + COD_X \\ TKN_T &= S_{IN} + N_{xc}X_c + N_I(S_I + X_I) + N_{aa}(X_{pr} + S_{aa}) + N_{bac}(X_{su} + X_{aa} + X_{fa} + X_{pro} + X_{ac} + X_{h2}) \end{aligned}$$

3) 통합모델을 위한 부하량과 단위환산

$$\text{ASM1 COD}_T = \text{ADM1 COD}_T$$

$$\text{ASM1 TKN} = \text{ADM1 TKN}$$

여기에서 ASM1의 COD에 관련된 상태변수는 S_s , X_s , S_i , X_i 로 구성되고, TKN에 관련된 상태변수들은 S_{NH} , S_{ND} , X_{ND} 로 구성된다. ASM1과 ADM1의 상태변수 전환시 Langenhove(2005)이 제시한 자료와 Copp(2003), Nopens(2006)이 제시한 자료에서, S_s 와 S_{ND} 는 ADM1의 S_{su} , S_{fa} , S_{aa} 로 전환되는데, S_{su} 는 S_s 의 0.3분율로 S_{fa} 는 S_s 의 0.2분율로 하고, X_s 는 X_c 로, $S_{i,ASM}$ 는 0.05분율을 S_{su} 로 나머지는 $S_{i,ADM}$ 로 전화하고, $X_{i,ASM}$ 는 0.1분율은 X_c 로, 나머지는 $X_{i,ADM}$ 로 전환하였다. S_{NH} , S_{ND} , X_{ND} 는 S_{IN} 로 전환하되 gN의 농도를 몰 단위로 바꾸어 전환하였다. 그리고 X_H 는 0.1분율은 S_{su} 로 나머지는 X_c 로, X_A 는 X_c 로 전환하고, g/m³의 단위를 kg/m³로 바꾸어 전환하였다.

또한 ADM1과 ASM1으로 전환시에는 S_{su} , S_{fa} , S_{va} , S_{bu} , S_{pro} , S_{ac} , S_{aa} 를 더하여 S_s 로, $X_{i,ADM}$ 은 $X_{i,ASM}$ 으로, X_c , X_{ch} , X_{pr} , X_{li} , X_{su} , X_{aa} , X_{fa} , X_{c4} , X_{pro} , X_{ac} , X_{h2} 는 X_s 로, $S_{i,ADM}$ 은 $S_{i,ADM}$ 으로 전환하였으며, S_{ND} 는 S_{aa} 와 $S_{i,ADM}$ 를 더하고 질소분율 N_s 0.0071을 곱하여 전환하였다. X_{ND} 는 X_{su} , X_{aa} , X_{fa} , X_{c4} , X_{pro} , X_{ac} , X_{h2} 를 더하고 질소분율 0.00625를 곱하고 몰단위를 gN의 농도도 바꾸어 전환하였다.

4) 통합모델의 적용

통합모델의 ASM1-ADM1과 ADM1-ASM1 물질수지 결과의 그래프는 Fig. 4.1~4.4에 나타내었다.

ASM1에서 ADM1으로 상태변수 전환 결과로 Fig 4.1에 나타낸 ASM1의 COD값의 평균은 $51,523 \text{ g/m}^3$ 으로 ADM1의 COD값의 평균 $51,528 \text{ g/m}^3$ 과 거의 일치함을 알 수 있었다. 하지만 Fig. 4.2에 나타낸 TKN은 ASM1의 평균은 $2,889 \text{ gN/m}^3$ 이고, ADM1의 평균은 $2,709 \text{ gN/m}^3$ 으로 ASM1의 결과가 다소 높게 나타났으며, 이는 ADM1의 각각의 질소 분율이 실험에 의해 조정되어져야 할 것으로 판단된다.

또한 ADM1에서 ASM1으로 상태변수 전환 결과로 Fig 4.3에 나타낸 ADM1의 COD값의 평균은 $34,820 \text{ g/m}^3$ 으로 ASM1의 COD값의 평균 $34,770 \text{ g/m}^3$ 과 거의 일치함을 알 수 있었다. 하지만 Fig. 4.4에 나타낸 TKN은 ADM1의 평균은 $2,700 \text{ gN/m}^3$ 이고, ASM1의 평균은 $2,581 \text{ gN/m}^3$ 으로 ASM1-ADM1의 결과와 마찬가지로 ASM1의 결과가 다소 높게 나타났으며, 이 역시 ASM1의 각각의 질소의 분율은 실험에 의해 조정되어져야 할 것으로 판단된다.

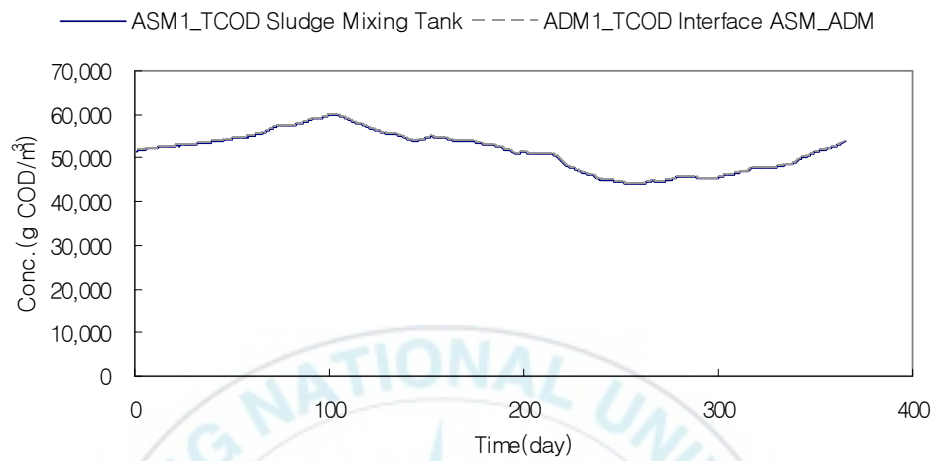


Fig. 4.1 Results of COD mass balance for ASM1-ADM1.

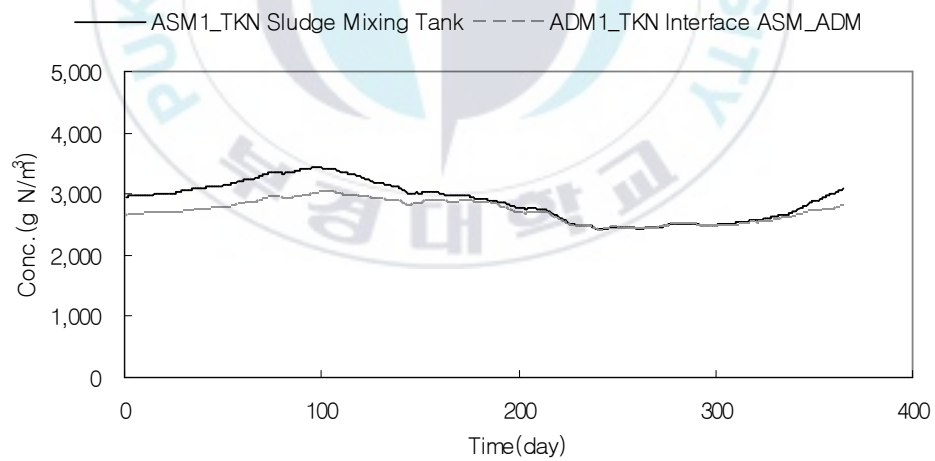


Fig. 4.2 Results of TKN mass balance for ASM1-ADM1.

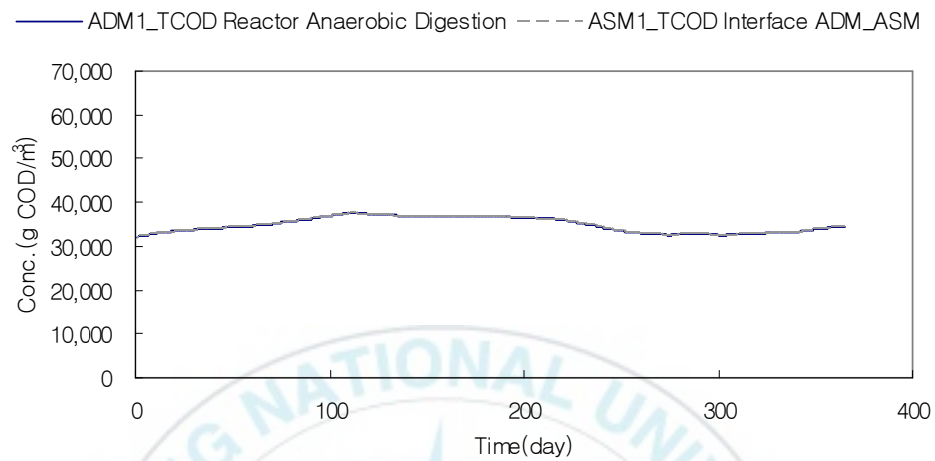


Fig. 4.3 Results of COD mass balance for ADM1-ASM1.

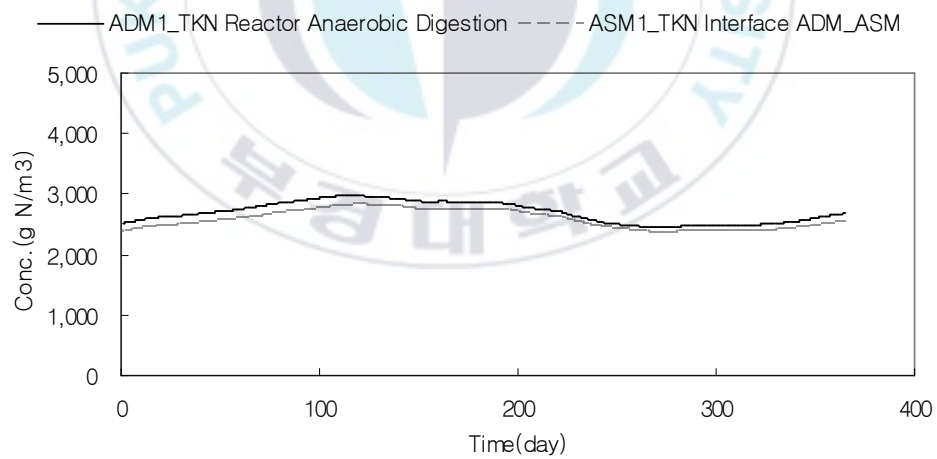


Fig. 4.4 Results of TKN mass balance for ADM1-ASM1.

4.2 민감도 분석결과

Aquasim을 사용한 민감도 분석결과는 각 조별로 각각의 상태변수에 대하여 매개변수 default값의 결과에 대한 오차값으로 나타나며, S_{NO} 의 농도에 민감한 매개변수는 Fig. 4.5에 나타난 것과 같이 $pK_{a_{H_2O}}$, $k_{A/B_{CO_2}}$ 가 가장 민감하고 b_A , b_H , μ_A , k_a , K_{OH} , K_{NH} 등의 순으로 나타났다. S_{CH_4} 의 농도에 민감한 매개변수는 Fig. 4.6에 나타난 것과 같이 $pK_{a_{H_2O}}$ 가 가장 민감하며 $f_{CH_{XC}}$, $f_{PR_{XC}}$, $f_{LI_{XC}}$, $f_{AC_{SU}}$, $f_{PRO_{SU}}$, $f_{XL_{XC}}$ 순으로 나타났다. 또한 전체 매개변수의 오차 크기를 기준으로 한 민감도 분석결과는 Table 4.1에 나타내었다.



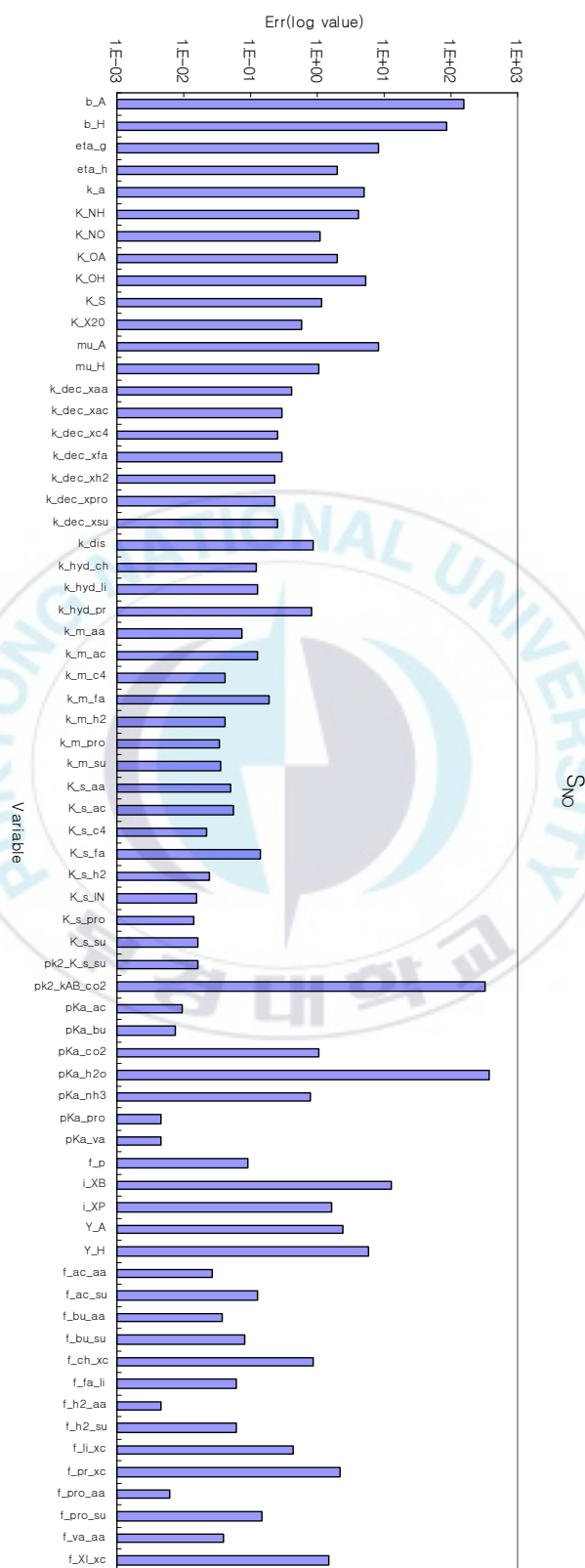


Fig. 4.5 Error contributions of parameter on SNo.

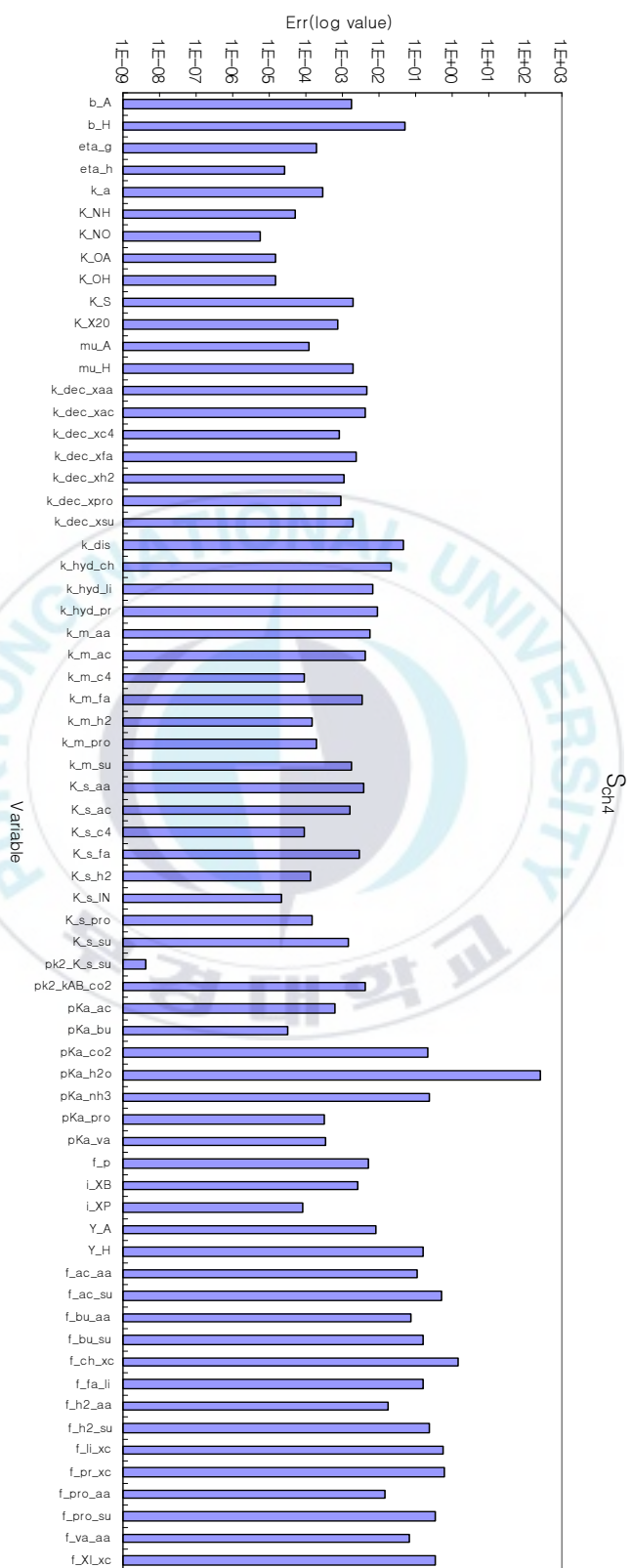


Fig. 4.6 Error contributions of parameter on Sch4.

Table 4.1 Results of sensitivity analysis

	Ranking of parameter	total Error
1	pK_{a_h2o}	6,693,980
2	k_{A/B_co2}	4,551,789
3	Y_H	169,151
4	b_A	140,571
5	b_H	125,479
6	k_{dis}	45,591
7	f_{XI_xc}	35,581
8	f_p	31,555
9	f_{pr_xc}	28,228
10	f_{ch_xc}	23,174
11	f_{li_xc}	22,489
12	pK_{a_co2}	14,835
13	pK_{a_nh3}	11,436
14	Y_A	9,950
15	k_{hyd_pr}	8,128
16	k_{hyd_li}	7,914
17	k_{hyd_ch}	3,865
18	f_{pro_su}	2,956
19	k_{m_fa}	2,409
20	f_{fa_li}	2,394
21	f_{ac_su}	2,299
22	μ_H	2,123
23	K_S	2,042
24	K_{s_fa}	1,927
25	k_{dec_xfa}	1,723
26	f_{bu_su}	1,563
27	k_{dec_xac}	1,516
28	η_g	1,417
29	k_{dec_xsu}	1,388
30	i_{XB}	1,355

4.3 매개변수 추정결과

Aquasim을 사용한 매개변수 추정은 N-하수처리장의 2005년 실험결과 중 소화조의 Gas량과 처리수의 BOD, COD_{Mn}, SS, T-N의 결과를 사용하여 매개변수를 추정하였으며, 추정결과는 Table 4.2에 나타내었다.

Table 4.2 Results of parameter estimation.

Name	Unit	Default	Estimation
b _A	1/d	0.15	0.155
b _H	1/d	0.62	0.627
n _g	-	0.8	0.786
n _h	-	0.4	0.393
k _a	m ³ /gCOD/d	0.08	0.084
k _h	1/d	3	3.141
K _{NH}	gN/m ³	1	1.224
K _{NO}	gN/m ³	0.5	0.492
K _{OA}	gO/m ³	0.4	0.431
K _{OH}	gO/m ³	0.2	0.220
K _S	gCOD/m ³	20	21.823
K _X	-	0.03	0.031
μ _A	1/d	0.8	0.778
μ _H	1/d	6	6.038
k _{AB_co2}	1/d	1.00E+14	1.860E+18
k _{dec_xaa}	1/d	3.2	3.129
k _{dec_xac}	1/d	0.05	0.075
k _{dec_xc4}	1/d	0.03	0.046
k _{dec_xfa}	1/d	0.06	0.055
k _{dec_xh2}	1/d	0.3	0.287
k _{dec_xpro}	1/d	0.06	0.073
k _{dec_xsu}	1/d	0.8	0.758
k _{dis}	1/d	0.25	0.569
k _{hyd_ch}	1/d	1.94	0.253
k _{hyd_li}	1/d	0.17	0.152
k _{hyd_pr}	1/d	0.1	4.196
k _{m_aa}	kgCOD S/kgCOD X/d	107	100.628
k _{m_ac}	kgCOD S/kgCOD X/d	13	13.124
k _{m_c4}	kgCOD S/kgCOD X/d	22	19.645
k _{m_fa}	kgCOD S/kgCOD X/d	12	16.382
k _{m_h2}	kgCOD S/kgCOD X/d	44	64.688

Table 4.2 Results of parameter estimation. continued

k_{m_pro}	kgCOD S/kgCOD X/d	11	13.036
k_{m_su}	kgCOD S/kgCOD X/d	27	42.336
K_{s_aa}	kgCOD/m ³	0.2	0.152
K_{s_ac}	kgCOD/m ³	0.04	0.036
K_{s_c4}	kgCOD/m ³	0.062	0.055
K_{s_fa}	kgCOD/m ³	1	1.214
K_{s_h2}	kgCOD/m ³	1.00E-06	8.930E-07
K_{s_IN}	M	0.0001	0.018
K_{s_pro}	kgCOD/m ³	0.02	0.339
K_{s_su}	kgCOD/m ³	0.05	0.045
f_p	–	0.08	0.078
i_{XB}	gN/gCOD	0.086	0.084
i_{XP}	gN/gCOD	0.06	0.057
Y_A	gcellCOD/gN _{oxidized}	0.24	0.226
Y_H	gcellCOD/gCOD _{oxidized}	0.67	0.685
f_{ac_aa}	–	0.4	0.434
f_{ac_su}	–	0.41	0.473
f_{bu_aa}	–	0.26	0.328
f_{bu_su}	–	0.13	0.128
f_{ch_xc}	–	0.5	0.458
f_{fa_li}	–	0.95	0.949
f_{h2_aa}	–	0.06	0.131
f_{h2_su}	–	0.19	0.181
f_{li_xc}	–	0.2	0.190
f_{pro_aa}	–	0.05	0.140
f_{pro_su}	–	0.27	0.271
f_{pr_xc}	gCOD/gCOD	0.2	0.208
f_{SL_xc}	–	0.1	0.077
f_{va_aa}	–	0.23	0.312
f_{XL_xc}	–	0.1	0.178
Y_{aa}	kgCOD/kgCOD	0.15	0.225
Y_{ac}	kgCOD/kgCOD	0.03	0.116
Y_{c4}	kgCOD/kgCOD	0.055	0.050
Y_{fa}	kgCOD/kgCOD	0.05	0.046
Y_{h2}	kgCOD/kgCOD	0.05	0.134
Y_{pro}	kgCOD/kgCOD	0.05	0.134
Y_{su}	kgCOD/kgCOD	0.15	0.137

4.4 모델 결과 비교분석

초기 100일의 평균 자료로 안정화 시킨 다음 2005년 1월 1일부터 365일까지의 실험결과를 사용하였다. 2005년도 365일 유량변동을 Fig. 4.5에 나타내었으며, 농도변화는 Fig. 4.6에 나타내었다. 그리고 포기조의 온도변화는 Fig. 4.7에 나타내었다. 포기조 온도 변화를 고려한 매개변수 추정 결과를 사용한 시뮬레이션의 결과 유출수 농도를 Fig. 4.9~4.12에 나타내었다. 그림에서 점으로 표시된 것은 실측결과이며, 실선은 모델링의 결과를 나타낸 것이다. 특히 온도에 민감한 T-N의 경우는 시뮬레이션의 결과가 측정치보다 약간 높은 결과를 나타냈지만 실측결과의 경향을 잘 따라가는 것을 알 수 있었다.

Gas 발생량은 Fig. 4.8에 나타낸 것과 같이 시뮬레이션의 결과와 분석결과가 유사함을 알 수 있다.

유입유량은 계획유량 340,000 m³/d보다 다소 많이 유입되는 경우가 많았으나 평균유량은 325,968 m³/d로 계획유량보다 적었으며, 유량이 다소 많은 경우는 우수의 유입에 기인하는 것으로 판단되며, 이 경우 희석의 효과로 유입농도들이 다소 낮아졌다.

Fig. 4.13~4.19는 각 조별 TS 분석결과와 모델링한 결과를 나타낸 것이며, Fig. 4.17에 나타낸 것과 같이 소화조로 유입된 혼합슬러지의 경우는 거의 유사한 결과를 얻을 수 있었으나 보다 더 정확한 모델결과를 얻기 위해서는 매개변수 추정시 농축조들의 TSS 및 가스성분과 VFA 등의 많은 자료를 사용한다면 오차를 줄일 수 있을 것으로 판단된다.

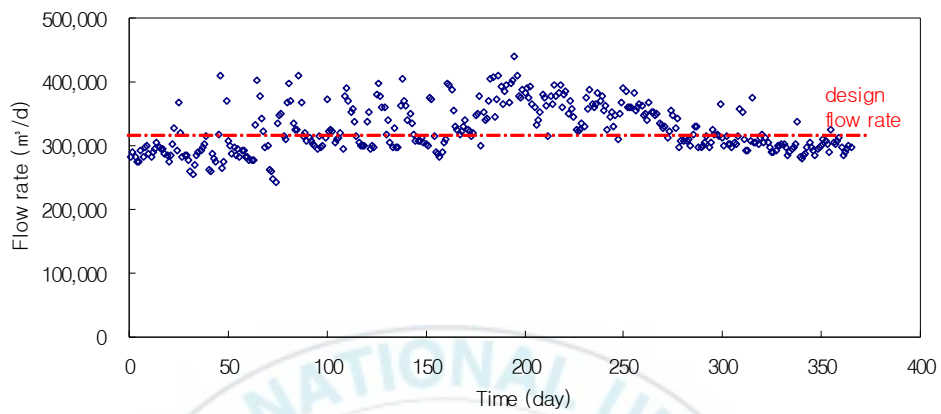


Fig. 4.7 Influent flow data of N-Wastewater Treatment Plant in 2005
(design flow rate $340,000\text{m}^3/\text{d}$).

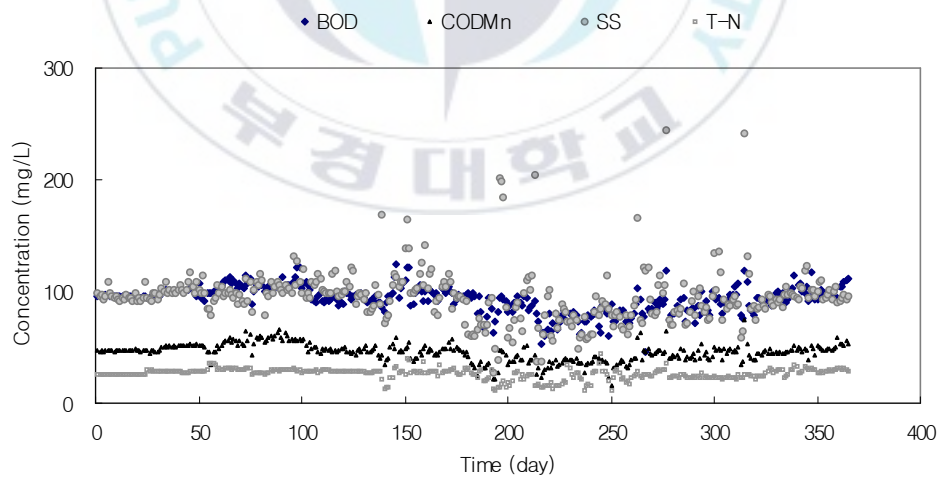


Fig. 4.8 Influent concentrations of N-Wastewater Treatment Plant in 2005.

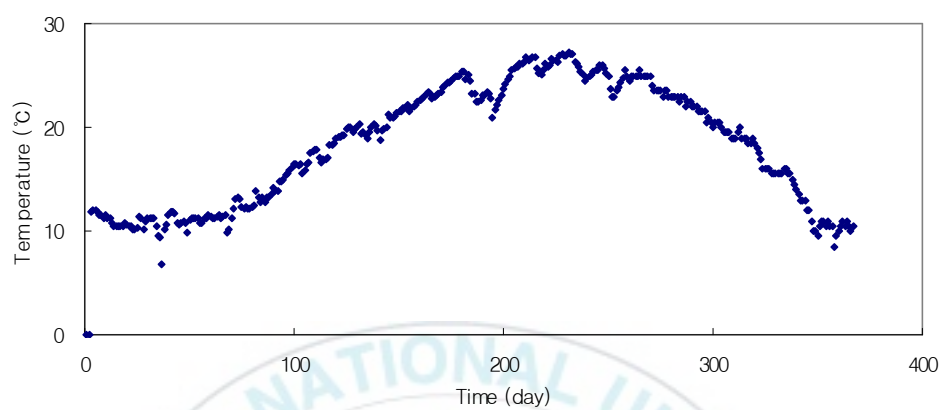


Fig. 4.9 Temperatures in aeration tank of N-Wastewater Treatment Plant in 2005.

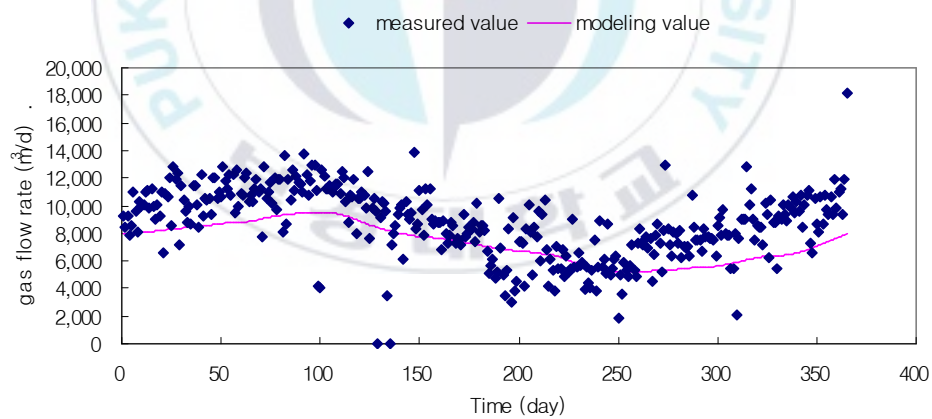


Fig. 4.10 Comparison of simulated results to productions of gas in 2005.

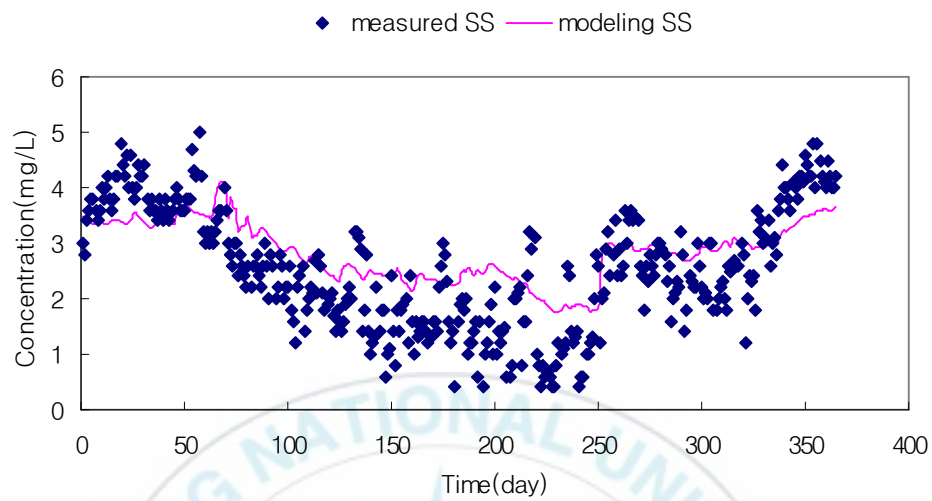


Fig. 4.11 Comparison of simulated results to effluent SS in 2005.

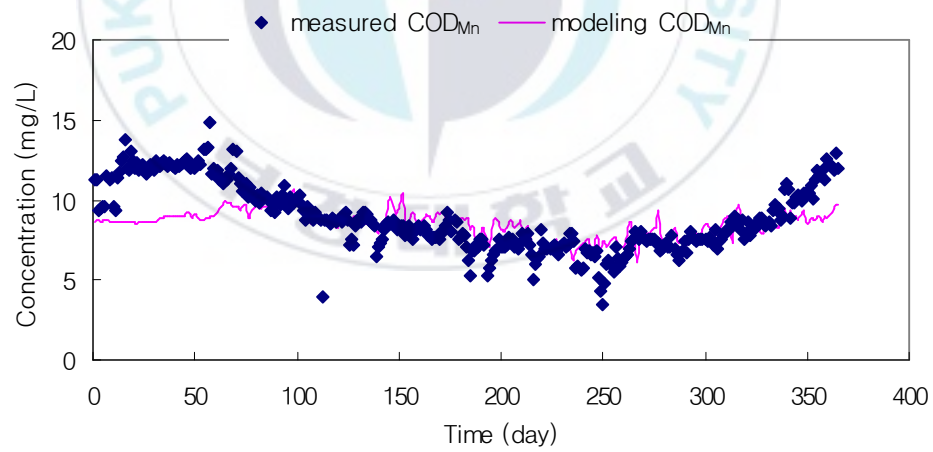


Fig. 4.12 Comparison of simulated results to effluent COD_{Mn} in 2005.

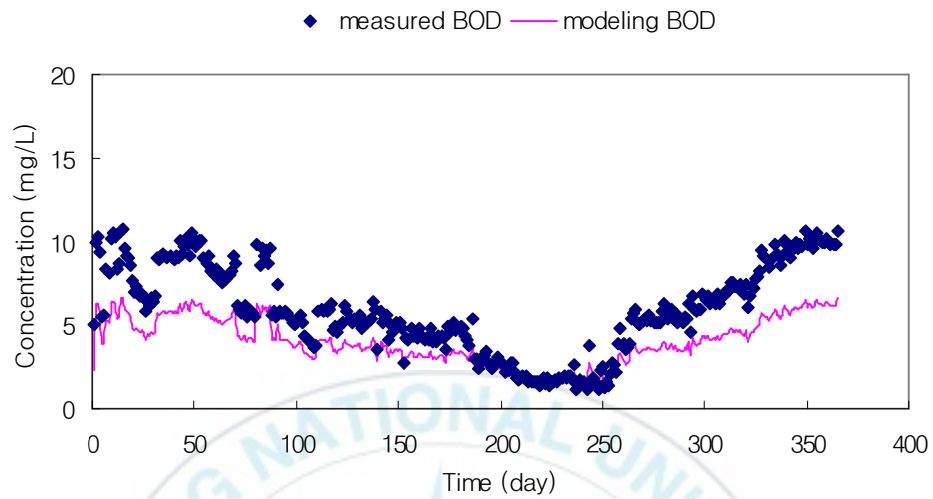


Fig. 4.13 Comparison of simulated results to effluent BOD in 2005.

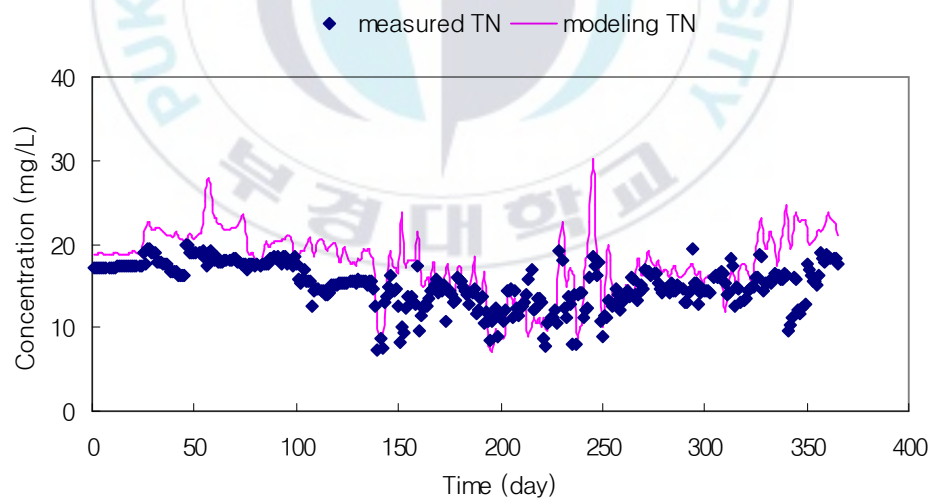


Fig. 4.14 Comparison of simulated results to effluent TN in 2005.

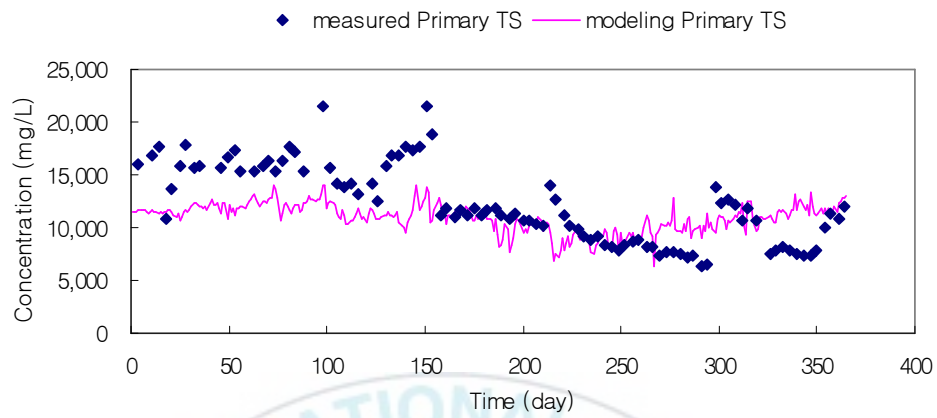


Fig. 4.15 Comparison of simulated results to TS of primary sludge in 2005.

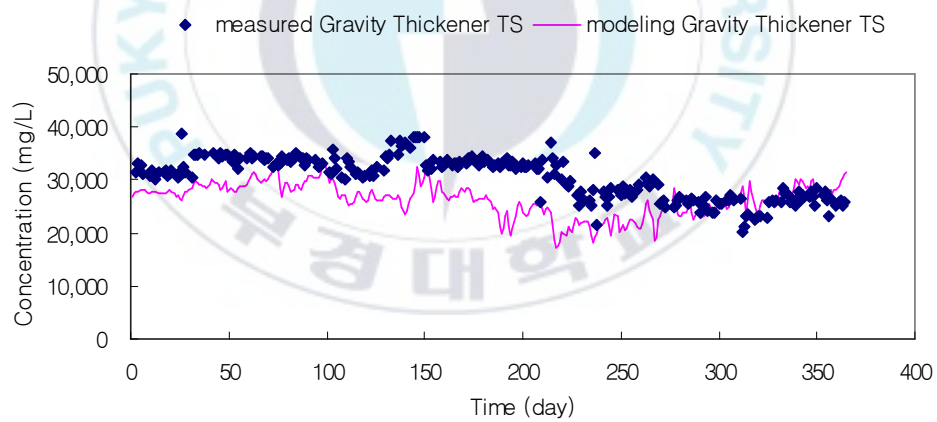


Fig. 4.16 Comparison of simulated results to TS of gravity thickener in 2005.

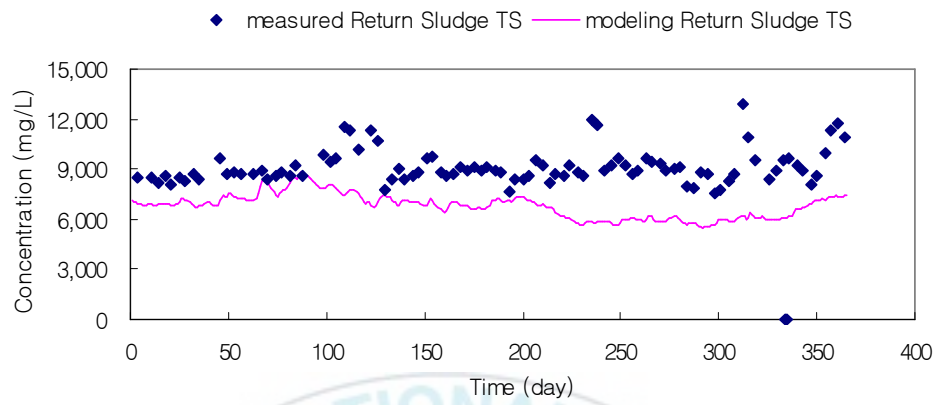


Fig. 4.17 Comparison of simulated results to TS of return sludge in 2005.

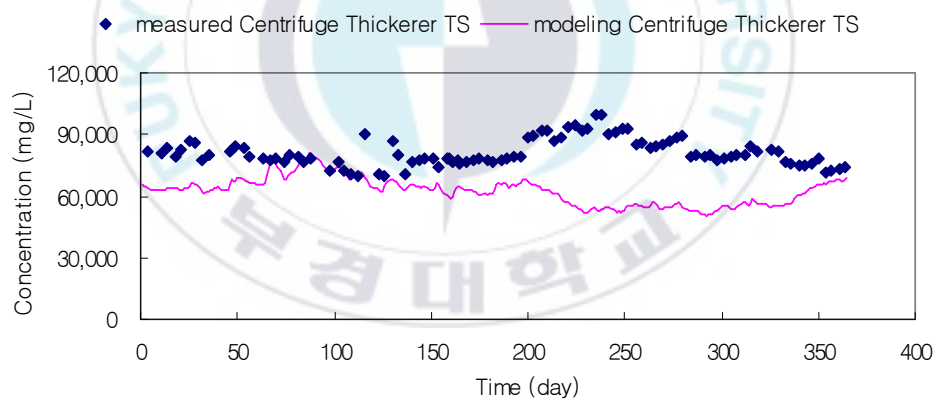


Fig. 4.18 Comparison of simulated results to TS of centrifuge thickener in 2005.

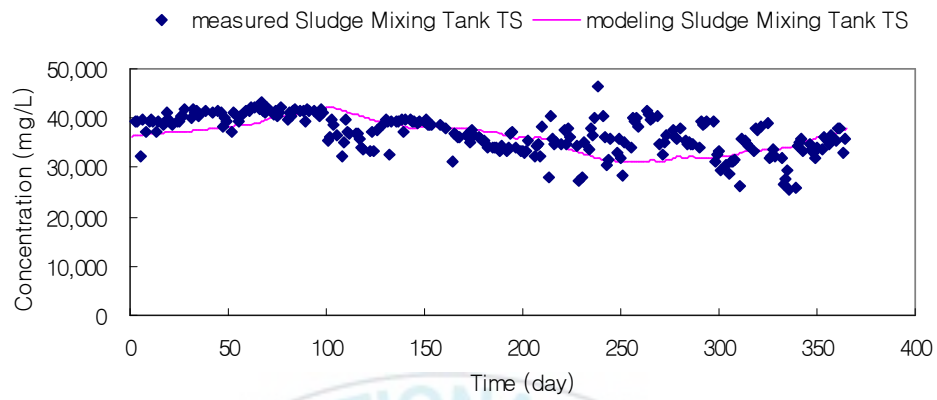


Fig. 4.19 Comparison of simulated results to TS of sludge mixing tank in 2005.

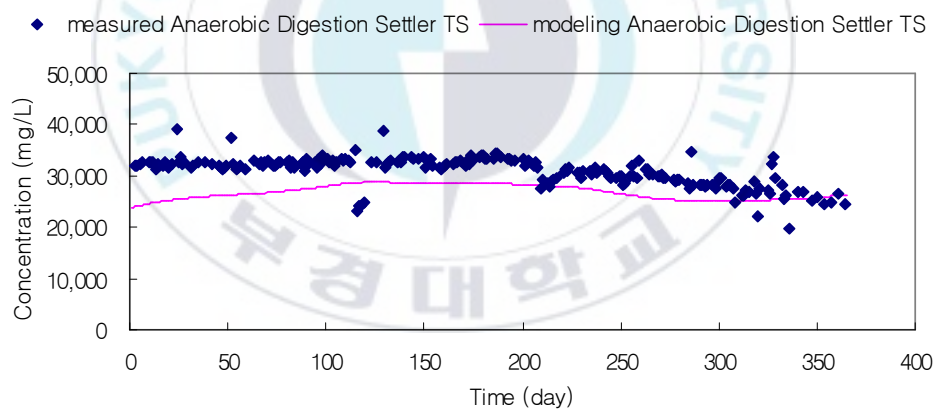


Fig. 4.20 Comparison of simulated results to TS of anaerobic digestion tank in 2005.

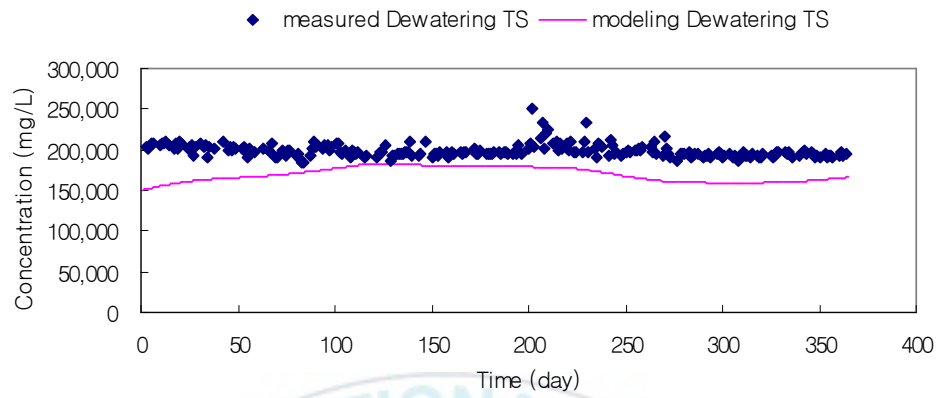
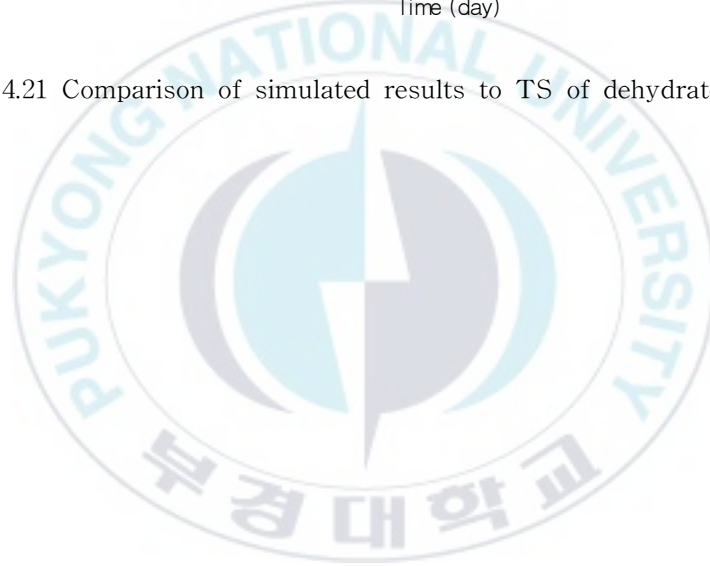


Fig. 4.21 Comparison of simulated results to TS of dehydrator in 2005.



4.5 통합모델의 검증

검정을 위하여 N 하수처리장의 2005년도 실험결과로 매개변수 추정한 값으로 2006년도 유입유량(Fig.4.20)과 유입농도(Fig.4.21) 그리고 포기조의 온도(Fig.4.22)를 적용하여 모델링한 결과와 2006년도 9월까지의 실험결과와 비교하였다. 여름철 우기의 영향으로 유입유량이 다소 설계유량보다 높고, 농도는 낮아졌다. Fig.4.23은 gas flow의 결과와 Fig.4.27의 TN의 결과는 모델링의 결과치와 실측치가 유사한 경향을 띄는 것을 알 수 있다.

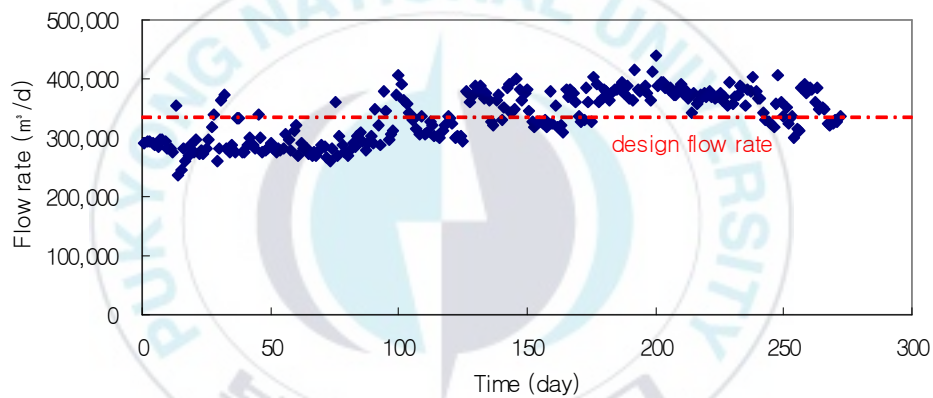


Fig. 4.22 Influent flow data of N-Wastewater-Treatment Plant in 2006.

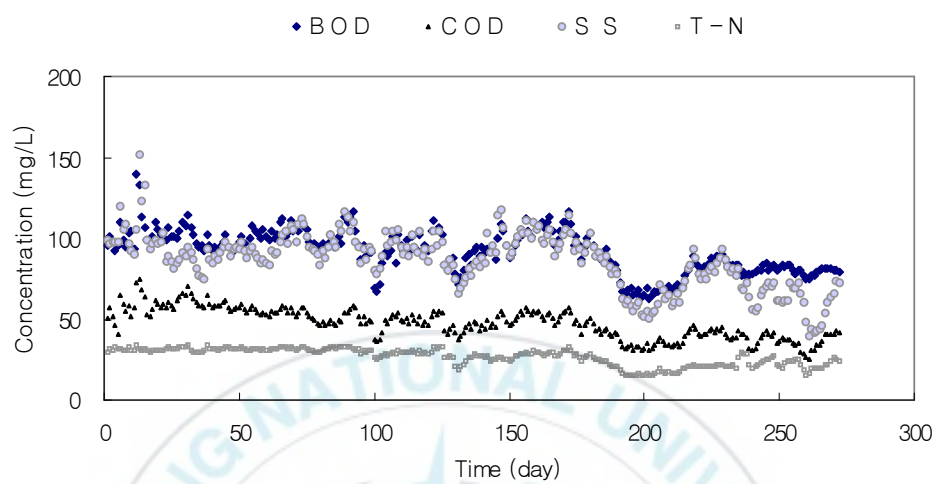


Fig. 4.23 Influent concentrations of N wastewater treatment plant in 2006.

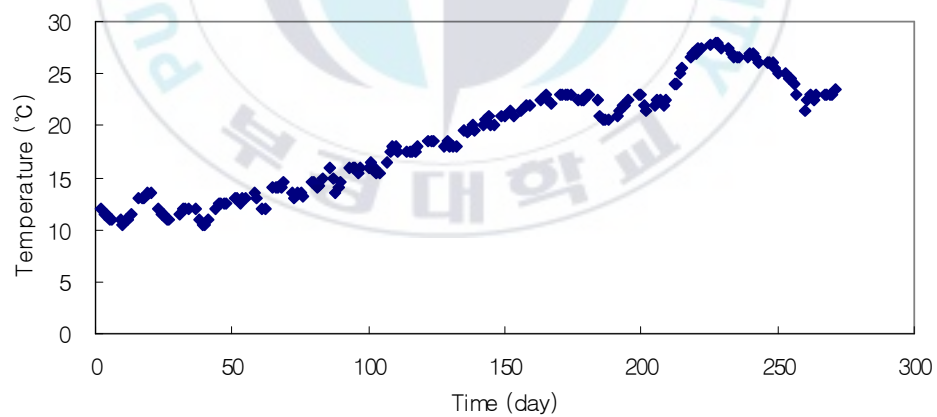


Fig. 4.24 Temperatures in aeration tank of N-Wastewater Treatment Plant in 2006.

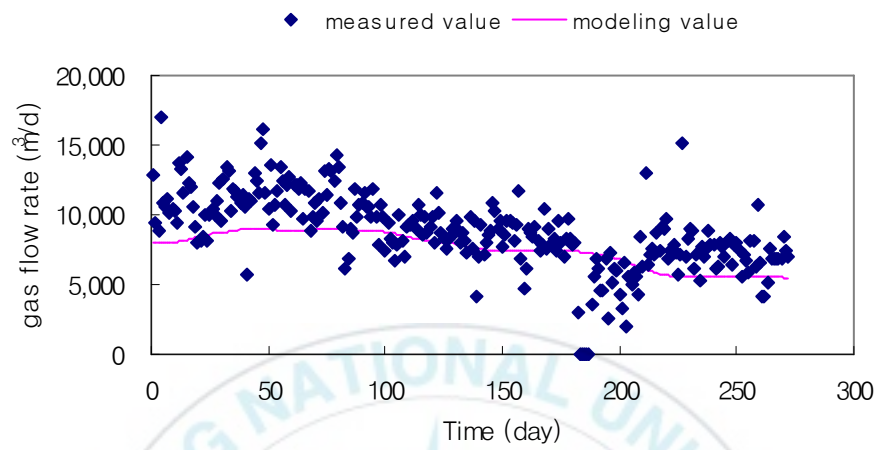


Fig. 4.25 Comparison of simulated results to productions of gas in 2006.

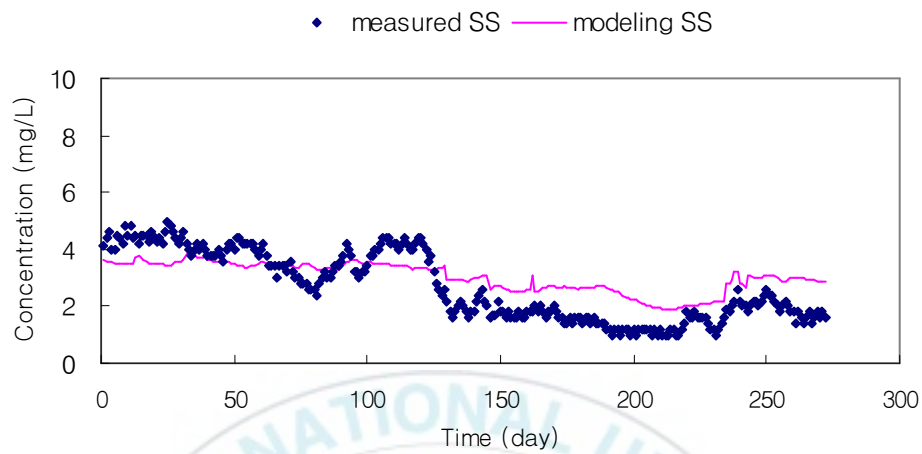


Fig. 4.26 Comparison of simulated results to effluent SS in 2006.

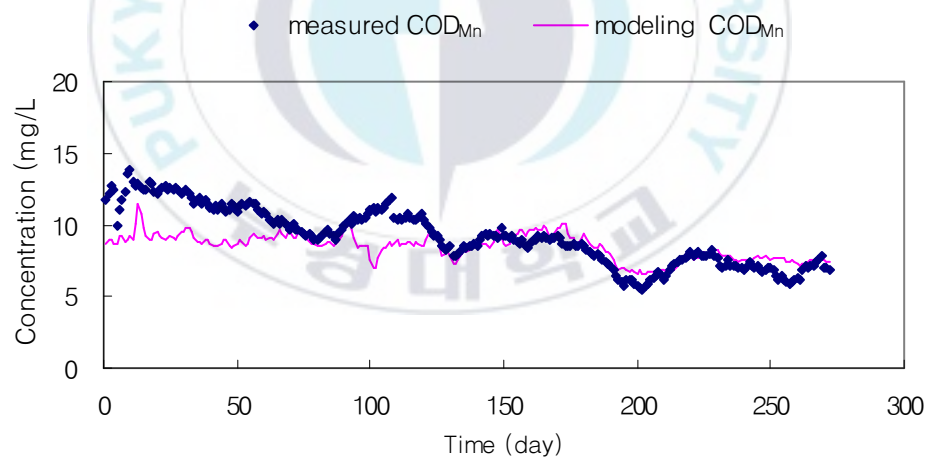


Fig. 4.27 Comparison of simulated results to effluent COD_{Mn} in 2006.

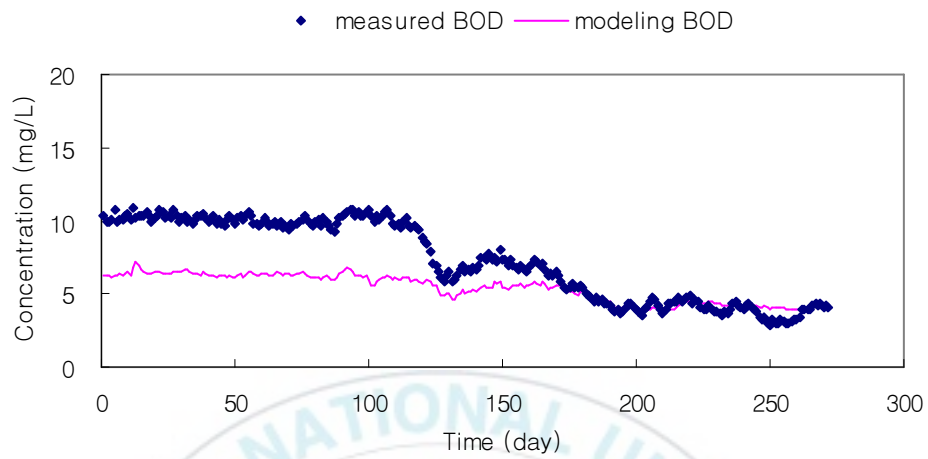


Fig. 4.28 Comparison of simulated results to effluent BOD in 2006.

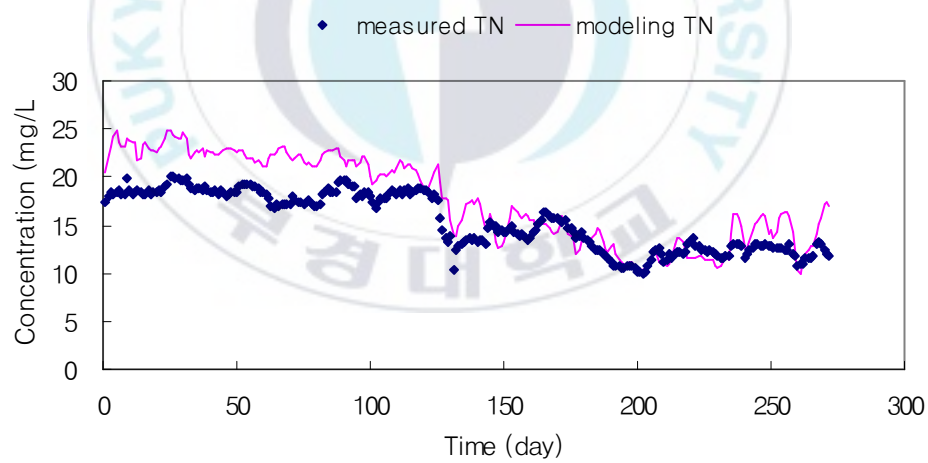


Fig. 4.29 Comparison of simulated results to effluent TN in 2006.

4.5 MLE 공정 적용 결과

N-하수처리장의 경우 현재는 처리수의 TN와 TP 농도는 기준치를 만족하고 있지만 2008년 이후 T-N, T-P의 기준치가 강화될 경우 T-P는 화학적 처리도 가능하지만 질소의 경우는 생물학적 처리를 해야 하므로, 비교적 기존처리장을 최대 활용하여, 공정변경이 가능한 MLE공정(Fig. 4.28)을 모델링하여 활성슬러지 공정과 비교하였다. MLE공정을 적용하여 포기조의 앞단은 무산소조로 사용하고 후단의 포기조에서 질화물을 무산소조로 내부 반송시켰으며, 질화물 반송율을 250%로 했을 경우의 시뮬레이션 결과를 2005년 처리장의 결과, 활성슬러지 공정 modeling한 결과를 비교하여 보았다(Fig. 4.29~Fig. 4.30). 그 중 TN의 농도가 다소 높게 나타난 것은 유입수의 탄소원의 부족에 기인한 것으로 생각된다. gas flow rate도 조금 낮아졌다. MLE 공정 뿐만 아니라 다른 영양소 제거공정도 적용 할 수 있으며, 반류수가 반영된 모델링 결과를 얻을 수 있으리라 판단된다.

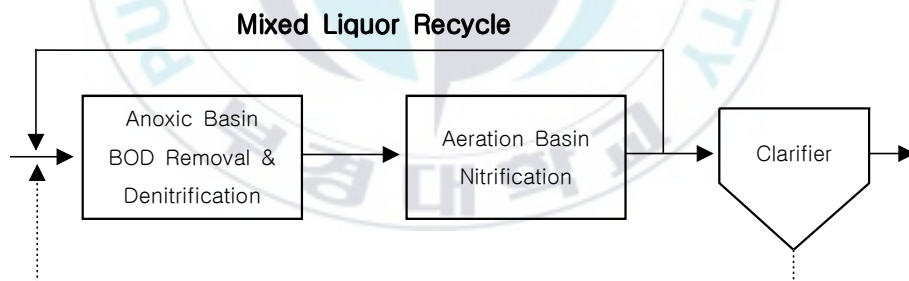


Fig. 4.30 Layout of MLE Process.

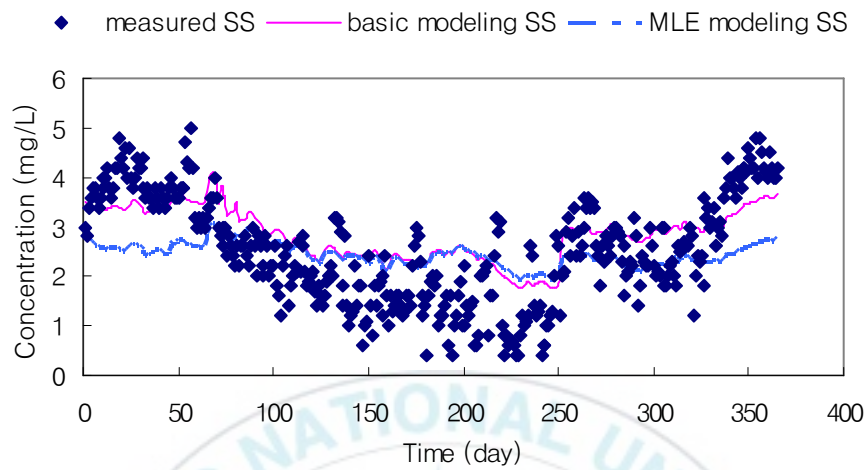


Fig. 4.31 Result of a comparison analysis for SS.

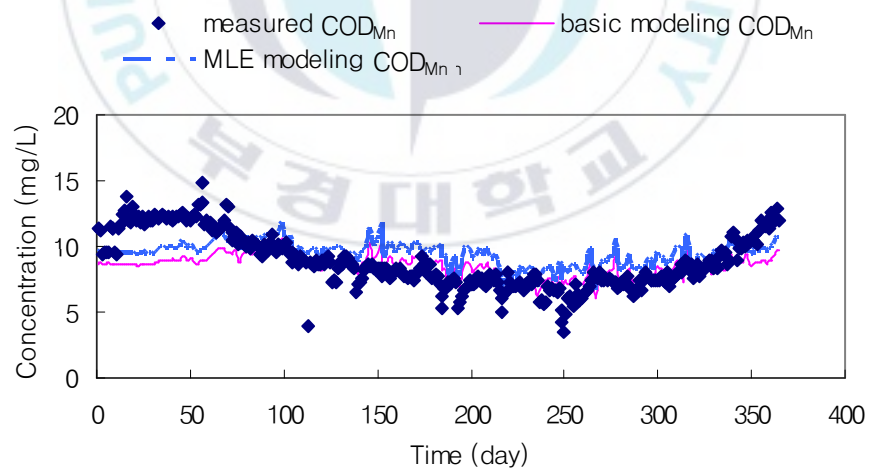


Fig. 4.32 Result of a comparison analysis for COD_{Mn}.

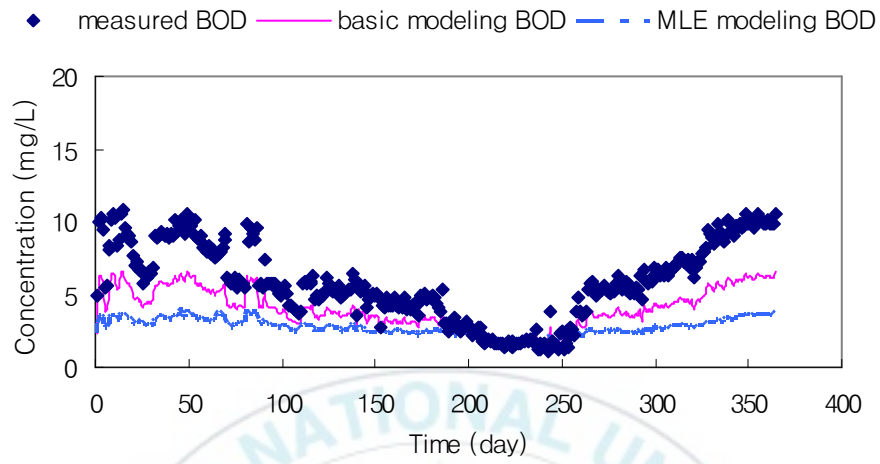


Fig. 4.33 Result of a comparison analysis for BOD.

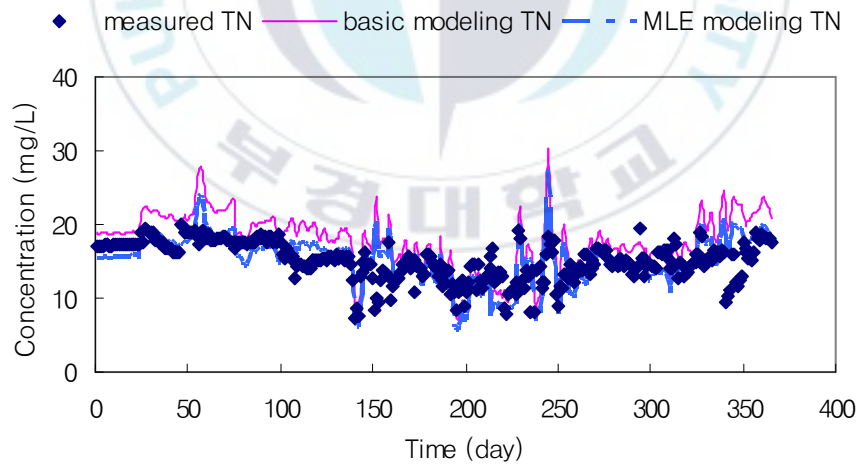


Fig. 4.34 Result of a comparison analysis for TN.

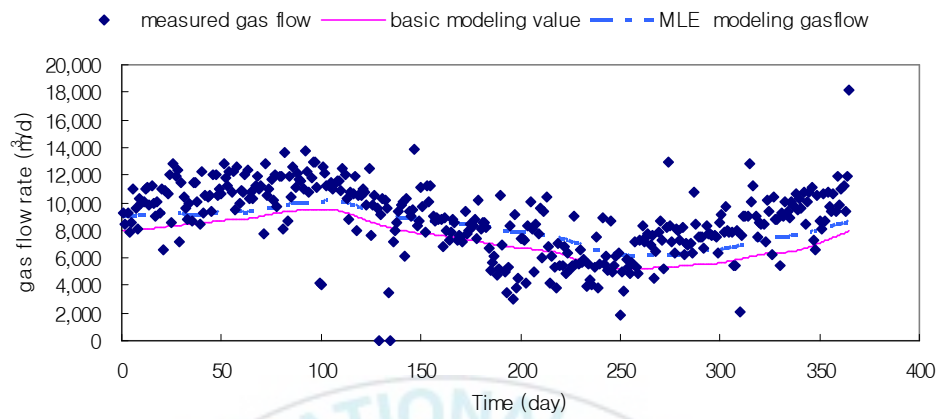
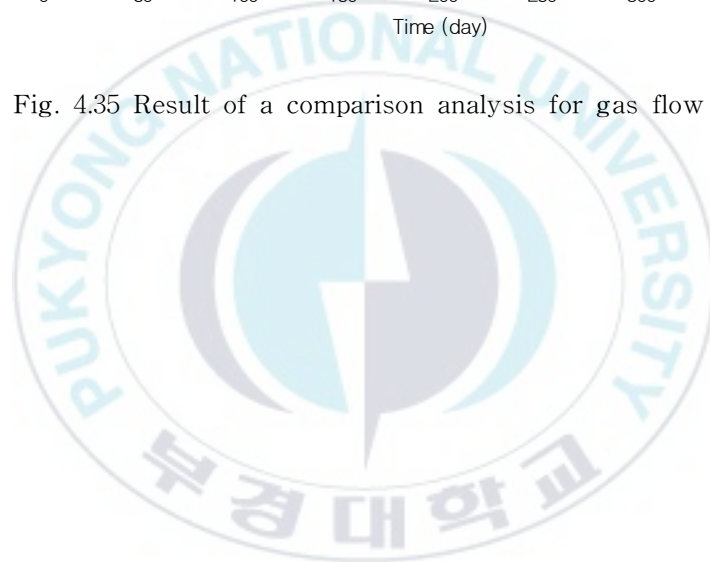


Fig. 4.35 Result of a comparison analysis for gas flow rate.



제 6 장 결 론

활성슬러지모델(ASM1)과 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)을 조합한 하수처리장의 통합모델 결론은 다음과 같다.

1. 활성슬러지모델(ASM1)과 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)을 조합하기 위하여 활성슬러지모델(ASM1)의 상태변수를 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)의 상태변수로, 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)의 상태변수를 활성슬러지모델(ASM1)의 상태변수로 전환시키고, 시뮬레이션하여 전환 전 후의 COD 및 TKN의 물질수지를 통하여 일치함을 확인하였다.

2. 활성슬러지모델(ASM1)과 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)을 조합한 하수처리장의 통합모델의 민감도의 분석결과는 $pK_{a_{H_2O}}$, $k_{A/B_{CO_2}}$, Y_H , b_A , b_H 순이었다.

3. 2005년 하수처리장 운영 자료로 매개변수 추정 후 2006년 하수처리장 운영 자료로 검정한 결과 하수처리장의 운전결과와 유사한 경향을 나타냄으로써 활성슬러지공정은 물론 소화슬러지공정이 포함된 전체 하수처리장의 설계와 운전관리를 예측하는데 적용할 수 있었다.

4. 활성슬러지모델(ASM1)과 혐기성 소화슬러지모델(ADM1)의 통합모델을 사용하여 기존처리장의 운전변경이 용이하며 영양염류 중 질소의 제거를 중심으로 한 MLE공정의 시뮬레이션을 통해 각 공정의 유출수의 수질 특성 및 가스생산량의 변화를 산정 가능하게 함으로서 처리장의 추가 증설 및 운전 방법 변경시 사용될 수 있을 것으로 사료된다.

감사의 글

본 논문이 완성되기까지 끊임없는 염려와 관심으로 지도해 주신 이병헌교수님께 깊은 감사를 드립니다. 논문의 심사위원장으로서 격려와 충고를 아끼지 않으신 강임석 교수님, 심사과정 중 전체적인 체계를 잡아주시며 격려해 주신 경성대학교 이무강교수님, 심사를 위하여 면밀히 검토해주시고 아낌없는 조언을 해주신 이민규교수님과 논문의 세밀한 부분까지도 지도 해주신 생물공학과 김중균교수님께 감사드립니다. 또한 박청길교수님, 이제근교수님, 여석준교수님, 이석모교수님, 김일규교수님, 김상단교수님께도 항상 지켜봐 주신 은혜에 감사의 말씀을 전합니다.

모델링의 기초부터 많은 도움을 주신 부산대학교 고주형박사님께 진심으로 감사의 마음을 전하고 싶습니다.

항상 부탁만 드려도 시원하게 해결해 주시는 부산환경공단 강동호박사님, 신현옥선생님, 박해식박사님, 남부사업소 이현태선생님께도 감사드립니다.

처음 실험실 생활을 시작하면서 항상 관심을 가지고 격려해주신 부산시의회 한승우박사님, 부산지역환경개발센터 김정숙박사, 김경희박사, 길대수박사, 강성재박사, 박은정박사, 박걸서선배님, 김정래, 빈정인, 조윤식후배님께 감사드립니다. 지금은 울산대학교에서 학위과정 중이지만 항상 든든한 식사동기 송원철, 그리고 이광필후배님에게도 항상 고맙게 생각합니다. 과정중의 어려움이나 즐거움을 함께한 명환, 광재, 용덕, 용민, 히로후미, 재신이, 은미, 상희, 영나, 창욱, 기순이 진심으로 고맙다는 말과 함께 최선을 다하라는 말을 전하고 싶습니다.

항상 격려해주는 든든한 친구 문영선, 이영선, 영희, 정욱, 성경에게도 고맙다는 말 전합니다.

오늘이 있기까지 지나간 세월동안 희생적인 사랑으로 이끌어주신 어머니께 머리 숙여 감사를 드리며 앞으로 더욱 자랑스러운 딸이 되겠으며 오래도록 건강하십시오. 공부한다고 자주 찾아뵙지도 못한 시부모님께도 항상 죄송하고, 열심히 하라고 격려해주시는 어머님께 늘 감사합니다. 항상 든든한 동생 경태부부와 자상한 동생 영태부부, 아이들 고모 고모부들께도 늘 고맙고 양쪽 집안 만이인 우리부부가 조금이나마 마음의 울타리가 되어주고 싶습니다.

끝으로 무뚝뚝하게 말은 하지만 마음이 따뜻한 우리 남편 잠을 줄여가며 도와준 덕분에 졸업합니다. 고맙고 사랑합니다. 초등학교에 다니던 어린 아들, 딸이 훌쩍 커서 이제는 엄마를 걱정해 주는 아이들을 보면 미안하고 대견하게 생각합니다. 자랑스러운 엄마가 되도록 앞으로도 노력하겠습니다.



참고문헌

- Angelidaki, I., Ellegaard, L. and Ahring, B.K. (1993) A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: focusing on ammonia inhibition. *Biotech. Bioeng.* **42**, 159-166.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L. and Ahring, B.K. (1999), A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotech. Bioeng.* **63**, 363-372.
- Antoniou P. (1990), Effect of temperature and pH on the effective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria, *Wat. Res.* **24**, 97.
- Batstone, D.J., Keller, J., Newell, R.B. and Newland, M. (2000), Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. I: Model development. *Biores. Tech.* **75**, 67-74.
- Barth E. F. *et al.* (1968), Chemical-biological control of nitrogen in wastewater effluent. *JWPCF.* **40**(12), 2040-2054.
- Batstone, D. J., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S.V., Pavlostathis, S.G., Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H., and Vavilin V.A. (2001), The IWA Anaerobic digestion model no 1. (ADM1). A separate publication from the "9th World Congress, Anaerobic digestion 2001 Belgium 25 September.
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S.V., Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W.T.M., Siegrist, H. and Vavilin, V.A. (2002), Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1). *IWA Scientific and Technical Report No. 13*, IWA Publishing, London, England.
- Batstone D. J., Keller J, Angelidaki I, Kalyuzhnyi S, Pavlostathis S, Rozzi A, Sanders W, Siegrist H, Vavilin V. (2002a), The IWA Anaerobic Digestion Model No.1. *Water Sci. Technol.* **45**(10), 65-73.
- Batstone D. J., Keller J. (2003), Industrial applications of the IWA anaerobic digestion model No. 1 (ADM1). *Water Sci. Technol.*, **47**(12):199-206.
- Batstone D. J., Keller J, Blackall LL. (2004a), The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass. *Water Research*, **38**(6), 1390-1404.
- Batstone D. J., Torrijos MJ, Ruiz C, Schmidt JE. (2004b), Use of an anaerobic sequencing batch reactor for parameter estimation in modelling of anaerobic digestion. *Water Sci. Technol.*, **50**(10), 295-303.
- Batstone D. J. (2005), Mathematical Modeling of anaerobic reactors treating domestic wastewater: rational criteria for reactor projects. Reviews in Environmental Science and Biotechnology in-press.
- Beefink, H. H., Vanderheijden, R. T. J. M. and Heijnen, J. J. (1990), Maintenance requirements - energy supply from simultaneous endogenous

- respiration and substrate consumption. *FEMS Microbiol. Ecol.* **73**, 203–209.
- Barnard, J. L. (1975), Biological Nutrient Removal Without and Addition of Chemicals, *Wat. Res.*, **9**, 485.
- Bernard O. (2005), TELEMAT: An integrated system to remote monitor and control anaerobic wastewater treatment plants through the internet. *Water Sci. Technol.*, **52** (1–2), 457–464.
- Bjerre H.L., Hvitved-Jacobsen T., Teichgräber B. and te Heesen D. (1995), Experimental procedures characterizing transformations of wastewater organic matter in the Emscher river. Germany. *Water Sci. Technol.*, **31**(7), 201–212.
- Blum D. J. W., Speece R. E. (1991), A database of chemical toxicity to environmental bacteria and its use in interspecies comparisons and correlations, *J. WPCF.* **63**, 198.
- Blumensaat F, Keller J. (2005), Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1). *Water Research*, **39**(1), 171–183.
- Boon, F. (1994), *Influence of pH, High Volatile Fatty Acid Concentrations and Partial Hydrogen Pressure on Hydrolysis*. MSc thesis, Wageningen, The Netherlands. (In Dutch)
- Brands E., Liebeskind M. and Dohmann M. (1994), Parameters for dynamic simulation of wastewater treatment plants with high-rate and low-rate activated sludge tanks. *Water Sci. Technol.*, **30**(4), 211–214.
- Brouwer H., Klapwijk A. and Keesman J. (1998), Identification of activated sludge and wastewater characteristics using respirometric batch-experiments. *Water Research*, **32**, 1240–1254.
- Cajsa Hellstedt (2005), Calibration of a dynamic model for the activated sludge process at henriksdal wastewater treatment plant, UPTEC W05 037
- Cech J.S., Chudoba J. and Grau P. (1984), Determination of kinetic constants of activated sludge microorganisms. *Water Sci. Technol.*, **17**, 259–272.
- Chang J., Chudoba P. and Capdeville B. (1993), Determination of the maintenance requirements of activated sludge. *Water Sci. Technol.*, **28**, 139–142.
- Chudoba P., Capdeville B. and Chudoba J. (1992), Explanation of biological meaning of the S_o/X_o ratio in lab-scale cultivation. *Water Sci. Technol.*, **26**(3–4), 743–751.
- Ciaccio L. L. (1992), Instrumental determination of energy oxygen and BOD₅. *Water Sci. Technol.*, **26**(5–6), 1345–1353.
- Coen F., Petersen B., Vanrolleghem P.A., Vanderhaegen B. and Henze M. (1998), Model-based characterisation of hydraulic, kinetic and influent properties of an industrial WWTP. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 195–214.

- Coen F., Vanderhaegen B., Boonen I., Vanrolleghem P.A. and Van Meenen P. (1997), Improved design and control of industrial and municipal nutrient removal plants using dynamic models. *Water Sci. Technol.*, **35**(10), 53-61.
- Copp J. B. and Dold P.L. (1998), Confirming the nitrate-to-oxygen conversion factor for denitrification. *Water Res.*, **32**, 1296-1304.
- Copp J. B., Jeppsson U, Rosen C. (2003), Towards an ASM1-ADM1 state variable interface for plant-wide wastewater treatment modelling. 76th Annual WEF Conference and Exposition, Oct. 11-15 2003; Los Angeles, USA.
- Copp J.B, Peerbolte A, Snowling S, Schraa O, Froelich D, Belia E. (2004), Integrating anaerobic digestion into plantwide wastewater treatment modelling - experience with data from a large treatment plant. In: Guiot S, Pavlostathis SG, editors. *Anaerobic Digestion 2004*, 10th World Congress on Anaerobic Digestion 2004; Montreal, Canada., 1362-1365.
- Copp J.B., Belia, E., Peerbolte, A., Snowling, S., Schraa, O. and Froelich, D. (2004), Integrating Anaerobic Digestion Into Plant-Wide Wastewater Treatment Modeling. WEFTEC (2004), Oct 3-6, New Orleans, Louisiana, USA.
- Costello DJ, Greenfield PF, Lee PL. (1991), Dynamic modelling of a single-stage high-rate anaerobic reactor -I. Model development. *Wat. Res.* **25**(7), 859-871.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. (1993), *Chemical Engineering Volume 1: Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*, 4th edition. Pergamon, Oxford.
- Daigger G.T. and Grady C.P.L. (1982), The dynamics of microbial growth on soluble substrates. A unifying theory. *Water Res.*, **16**, 365-382.
- De Clercq B., Coen F., Vanderhaegen B. and Vanrolleghem P.A. (1999), Calibrating simple models for mixing and flow propagation in waste water treatment plants. *Water Sci. Technol.*, **39**(4), 61-69.
- de la Sota A., Larrea L., Novak L., Grau P. and Henze M. (1994), Performance and model calibration of R-DN processes in pilot plant. *Water Sci. Technol.*, **30**(6), 355-364.
- Downing A. L. and Painter, H. A. (1964) Nitrification in the activated sludge process, *J. Proc. Inst. Sew. Purif.* **64**, 130-158.
- Dupont R. and Sinkjær O. (1994), Optimisation of wastewater treatment plants by means of computer models. *Water Sci. Technol.*, **30**(4), 181-190.
- Eastman, J.A. and Ferguson, J.F. (1981), Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *J. Wat. Poll. Cont. Fed.* **53**, 352-366.
- Ekama G.A., Dold P.L. and Marais G.v.R. (1986), Procedures for determining

influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems. *Water Sci. Technol.*, **18**(6), 91–114.

Ellis T.G., Barbeau D.S., Smets B.F. and Grady C.P.L. Jr. (1996), Respirometric techniques for determination of extant kinetic parameters describing biodegradation. *Water Environ. Res.*, **38**, 917–926.

Fedorovich V., Lens P., Kalyuzhnyi S. (2003), Extension of Anaerobic Digestion Model No. 1 with processes of sulfate reduction. *Applied Biochemistry and Biotechnology* **109**(1–3), 33–45.

Funamizu N. and Takakuwa T. (1994), Simulation of the operating conditions of the municipal wastewater treatment plant at low temperatures using a model that includes the IAWPRC activated sludge model. *Water Sci. Technol.*, **30**(4), 150–113.

Germirli F., Orhon D. and Artan N. (1991), Assessment of the initial inert soluble COD in industrial wastewaters. *Water Sci. Technol.*, **23**(4–6), 1077–1086.

Gernaey K., Bogaert H., Massone A., Vanrolleghem P. and Verstraete W. (1997), On-line nitrification monitoring in activated sludge with a titrimetric sensor. *Environ. Sci. Technol.*, **31**, 2350–2355.

Gernaey K., Vanrolleghem P.A. and Verstraete W. (1998), On-line estimation of *Nitrosomonas* kinetic parameters in activated sludge samples using titration in-sensor-experiments. *Water Res.*, **32**, 71–80.

Grady C.P.L., Smets B.F. and Barbeau D.S. (1996), Variability in kinetic parameter estimates: a review of possible causes and a proposed terminology. *Water Res.*, **30**, 742–748.

Gujer W., Henze M., Mino T. and van Loosdrecht M.C.M. (1999), Activated sludge model No. 3. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 183–193.

Haider S. (2000), CSB-Elimination in A-stufen und ihre Auswirkung auf die Stickstoffelimination von ABAnlagen unter dem Gesichtspunkt der mathematischen Modellierung. PhD. Thesis. TU Wien, Austria. (in preparation)

Henderson, P.J.F. (1971), Ion transport by energy-conserving biological membranes. *Ann. Rev. Microbiol.* **25**, 393–428.

Heijnen J.J., van Loosdrecht M.C.M. and Tijhuis L. (1992), A black box mathematical model to calculate auto- and heterotrophic biomass yields based on Gibbs energy dissipation. *Biotechnol. Bioeng.*, **40**, 1139–1154.

Henze, M., Grady C.P.L. Jr. Gujer, W., Marais, G. v. R. and Matsuo, T. (1987), Activated Sludge Model No.1, IAWPRC Scientific and Technical Report No.1. IAWPRC Publishing, London, UK.

Henze M., Gujer W., Mino T., and van Loosdrecht M.C.M. (2000), Activated

sludge models: ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3 IWA Scientific and Technical No.9. IWA Publishing, London, UK

Hoh C, CordRuwisch R. (1996), A practical kinetic model that considers endproduct inhibition in anaerobic digestion processes by including the equilibrium constant. *Biotech. Bioeng.* **51**(5), 597-604.

Jeppsson U. (1996), Modelling aspects of wastewater treatment processes. Ph.D. thesis: Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund Institute of Technology, Sweden. pp. 428.

Jeppsson U, Rosen C, Alex J, Copp J, Gernaey KV, Pons MN, Vanrolleghem P. (2005), Towards a benchmark simulation model for plant-wide control strategy performance evaluation of WWTPs. *Water Science and Technology* in-press.

Kappeler J. and Gujer W. (1992), Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling. *Water Sci. Technol.*, **25**(6), 125-139.

Krishna C. and van Loosdrecht M.C.M. (1999), Substrate flux into storage and growth in relation to activated sludge modelling. *Water Res.*, **33**, 3149-3161.

Kristensen H.G., Elberg Jørgensen P. and Henze M. (1992), Characterisation of functional micro-organism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR. *Water Sci. Technol.*, **25**(6), 43-57.

Kristensen H.G., la Cour Janssen J. and Elberg Jørgensen (1998), Batch test procedures as tools for calibration of the activated sludge model - A pilot scale demonstration. *Water Sci. Technol.*, **37**(4-5), 235-242.

Kujawa K. and Klapwijk B. (1999), A method to estimate denitrification potential for predenitrification systems using NUR batch test. *Water Res.*, **33**(10), 2291-2300.

Larrea L., Garcia-Heras J.L., Ayesa E. and Florez J. (1992), Designing experiments to determine the coefficients of activated sludge models by identification algorithms. *Water. Sci. Technol.*, **25**(6), 149-165.

Lee S.H., Ko J.H., Poo K.M., Lee T.H., Woo H.J. and Kim C.W. (2006a), Practical approach to parameter estimation for ASM3+bio-P module applied to five-stage step-feed EBPR process. *Wat.Sci.Tech.*, **53**(1), 139-148.

Lehninger, A.L. (1975) *Biochemistry*, 2nd edition. Worth Publishers, New York.

Lesouef A., Payraudeau M., Rogalla F. and Kleiber B. (1992), Optimizing nitrogen removal reactor configurations by on-site calibration of the IAWPRC activated sludge model. *Water Sci. Technol.*, **25**(6), 105-123.

Lide, D. (2001), *CRC Handbook of Chemistry and Physics*, 82nd edition. CRC Press, Boca Raton, FL.

- Majone M., Dircks K. and Beun J.J. (1999), Aerobic storage under dynamic conditions in activated sludge processes. The state of the art. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 61-73.
- Mamais D., Jenkins D. and Pitt P. (1993), A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Water Res.*, **27**, 195-197.
- Marais G.v.R. and Ekama G.A. (1976), The activated sludge process. Part 1 - Steady state behaviour. *Water SA*, **2**, 163-199.
- Melcer H. (1999), Full scale experience with biological process models - calibration issues. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 245-252.
- Mino T., San Pedro D.C., Yamamoto S. and Matsuo T. (1997), Application of the IAWQ activated sludge model to nutrient removal process. *Water Sci. Technol.*, **35**(8), 111-118.
- Mosche M, Meyer U. (2003), Factors affecting constancy of acetate concentration and correct determination of methanogenic activity in pH-stat experiments. *Water Sci. Technol.* **48**(6), 111-118.
- Mosey FE. (1983), Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: Regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Wat. Sci. Tech.* **15**, 209-232.
- Münch E.v. and Greenfield P.F. (1998), Estimating VFA concentrations in prefermenters by measuring pH. *Water Res.*, **32**, 2431-2441.
- Musvoto, E., Wentzel, M., Loewenthal, R. and Ekama, G. (2000a), Integrated chemical-physical processes modelling-I. Development of a kinetic-based model for mixed weak acid/base systems. *Wat. Res.* **34**, 1857-1867.
- Naidoo V., Urbain V. and Buckley C.A. (1998), Characterisation of wastewater and activated sludge from European municipal wastewater treatment plants using the NUR test. *Water Sci. Technol.*, **38**(1), 303-310.
- Nopens I. (2006), Plant-wide modelling and simulation-The importance of interfaces, *IWA TG on Benchmarking of Control Strategies for WWTPs IWA2006 Workshop*.
- Novák L., Larrea L. and Wanner J. (1994), Estimation of maximum specific growth rate of heterotrophic and autotrophic biomass: A combined technique of mathematical modelling and batch cultivations. *Water Sci. Technol.*, **30**(11), 171-180.
- Nowak O., Franz A., Svardal K., Muller V. and Kuhn. (1999), Parameter estimation for activated sludge models with help of mass balances. *Water Sci. Technol.*, **39**(4), 113-120.
- Nowak O., Schweighofer P. and Svardal K. (1994), Nitrification inhibition - A method for the estimation of actual maximum growth rates in activated sludge systems. *Water Sci. Technol.*, **30**(6), 9-19.

- Orhon D., Artan N. and Cimsit Y. (1989), The concept of soluble residual product formation in the modelling of activated sludge. *Water Sci. Technol.*, **21**(4-5), 339-350.
- Orhon, D, Artan, N. (1994), *Modelling of Activated Sludge Systems*, Lancaster, PA, Technomic Publishing Co. Inc., 589pp.
- Orhon D., Sözen S. and Artan N. (1996), The effect of heterotrophic yield on assessment of the correction factor for the anoxic growth. *Water Sci. Technol.*, **34** (5-6), 67-74.
- Parker W. J. (2005), Application of the ADM1 model to advanced anaerobic digestion. *Bioresource Technology* In Press
- Pauss, A., Andre, G., Perrier, M. and Guiot, S.R. (1990), Liquid to gas mass transfer in anaerobic processes: Inevitable transfer limitations of methane and hydrogen in the biomethanation process. *Biotech. Bioeng.* **56**, 1636-1644.
- Pavlostathis, S. G. and Gossett, J. M. (1988), Preliminary conversion mechanisms in anaerobic digestion of biological sludges. *J. Environ. Eng., ASCE* **114**, 575-592.
- Picioreanu C, Batstone DJ, van Loosdrecht MCM. (2005), Multidimensional modelling of anaerobic granules. *Water Sci. Technol.* **52**(1-2), 501-507
- Petersen B. (2000), Calibration, identifiability and optimal experimental design of activated sludge models. PhD Thesis. BIOMATH Department, Ghent University, Belgium.
- Pollard P. C., Steffens M. A., Biggs C. A. and Lant P. A. (1998), Bacterial growth dynamics in activated sludge batch assays. *Water Res.*, **32**, 587-596.
- Ramsay, I. R. (1997), *Modelling and Control of High-Rate Anaerobic Wastewater Treatment Systems*. PhD thesis, University of Queensland, Brisbane.
- Rodriguez J, Kleerebezem R, Lema JM, van Loosdrecht MCM. (2004), A promising approach for modelling product formation in mixed culture fermentations. In: Guiot S, Pavlostathis SG, editors. *Anaerobic Digestion 2004*, 10th World Congress on Anaerobic Digestion 2004; Montreal, Canada., 1400-1405.
- Rosen C, Jeppsson U. (2002), *Anaerobic COST Benchmark Model Description: Version 1.2*. Lund: Department of Industrial Electrical Engineering and Automation. 16 p.
- Robinson J. A. (1985), Determining microbial parameters using nonlinear regression analysis: Advantages and limitations in microbial ecology. *Adv. Microb. Ecol.*, **8**, 61-114.
- Rozzi A., Massone A. and Alessandrini A. (1997), Measurement of rbCOD as biological nitrate demand using a biosensor: Preliminary results. In: *Proceedings EERO/EFB International Symposium Environmental*

Biotechnology ISEB3. April 21-24, Ostend, Belgium.

Schoberl P., Engel H. (1964) Dar verhalten nitrification kakterien gegenuber gelostem, *Archiv Fin Mikrobiologie*, 393-404.

Shang Y, Johnson BR, Sieger R. (2004), Application of the IWA Anaerobic Digestion Model (ADM1) for simulatiing full-scale anaerobic sewage sludge digestion. In: Guiot S, Pavlostathis SG, editors. Anaerobic Digestion 2004, 10th World Congress on Anaerobic Digestion 2004; Montreal, Canada. p 193-198.

Siegrist H. and Tschui M. (1992), Interpretation of experimental data with regard to the activated sludge model no. 1 and calibration of the model for municipal wastewater treatment plants. *Water Sci. Technol.*, **25**(6), 167-183.

Siegrist H., Renggli D. and Gujer W. (1993), Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. *Wat. Sci. Tech* **27**, 25-36.

Siegrist H., Brunner I., Koch G., Linh Con Phan and Van Chieu Le (1999), Reduction of biomass decay rate under anoxic and anaerobic conditions. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 129-137.

Siegrist H, Vogt D, Garcia-Heras J, Gujer W. (2002), Mathematical model for meso and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion. *Environmental Science and Technology* **36**, 1113-1123.

Sillen, L.G. and Martel, A.E. (1964), *Stability Constants of Metal Ion Complexes*. The Chemical Society, London.

Spanjers H. and Vanrolleghem (1995), Respirometry as a tool for rapid characterisation of wastewater and activated sludge. *Water Sci. Technol.*, **31**(2), 105-114.

Spanjers H., Olsson G. and Klapwijk A. (1994), Determining influent short-term biochemical oxygen demand and respiration rate in an aeration tank by using respirometry and estimation. *Water Res.*, **28**, 1571-1583.

Spanjers H., Takacs I. and Brouwer H. (1999), Direct parameter extraction from respirograms for wastewater and biomass characterisation. *Water Sci. Technol.*, **39**(4), 137-145.

Speece, R.E., (1996), *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Archae Press, Nashville, TN, 394 p.

Spérandio M., Urbain V., Audic J.M. and Paul E. (1999), Use of carbon dioxide evolution rate for determining heterotrophic yield and characterising denitrifying biomass. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 139-146.

Spérandio M. and Paul E. (2000), Estimation of wastewater biodegradable COD fractions by combining respirometric experiments in various SO/XO ratios. *Water Res.*, **34**, 1233-1246.

Stokes L., Takács I., Watson B. and Watts J.B. (1993), Dynamic modelling of an A.S.P. sewage works - A case study. *Water Sci. Technol.*, **28**(11-12),

151-161.

Stumm, W. and Morgan, J. J. (1996), *Aquatic Chemistry: Chemical Equilibria and Rates in Natural Waters*, 3rd edition. John Wiley & Sons, New York.

STOWA (1996), Methoden voor influentkarakterisering - Inventarisatie en richtlijnen. STOWA Report 80-96. STOWA, Utrecht, The Netherlands.

Vavilin V.A., Lokshina L.Y., Rytov S.V., Kotsyurbenko O.R., Nozhevnikova A.N. and Parshina S.N. (1997), Modelling methanogenesis during anaerobic conversion of complex organic matter at low temperatures. *Water Sci. Technol.* **36**, 531-538.

van Loosdrecht M.C.M. and Henze M. (1999), Maintenance, endogenous respiration, lysis, decay and starvation. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 107-117.

Vanrolleghem P.A. and Verstraete W. (1993), Simultaneous biokinetic characterization of heterotrophic and nitrifying populations of activated sludge with an on-line respirographic biosensor. *Water Sci. Technol.*, **28**(11-12), 377-387.

Vanrolleghem P.A., Spanjers H., Petersen B., Ginestet P. and Takács I. (1999), Estimating (combinations of) Activated Sludge Model No.1 parameters and components by respirometry. *Water Sci. Technol.*, **39**(1), 195-215.

Vanrolleghem P., Rosen C., Zaher U., Copp J., Benedetti L, Ayasa E, Jeppsson U. (2004), Continuity-based interfacing of models for wastewater systems described by Peterson matrices. In: Guiot S, Pavlostathis SG, editors. *Anaerobic Digestion 2004, 10th World Congress on Anaerobic Digestion 2004*; Montreal, Canada., 187-192.

Vavilin V.A., Lokshina L.Y., Rytov S.V., Kotsyurbenko O.R., Nozhevnikova A.N. and Parshina, S.N. (1997), Modelling methanogenesis during anaerobic conversion of complex organic matter at low temperatures. *Water Sci. Technol.* **36**, 531-538.

Wenzel M. C., Ekama G. A., Dold P. L. and Marais G. v. R. (1990), Biological Excess Phosphorus Removal Steady State Process Design. *Water SA.* **26**, 29-48.

Whitman, W.G. (1923), The two-film theory of absorption. *Chem. Met. Eng.* **29**, 147.

Whurman K. (1963) Effect of oxygen tension in biochemical reactions in sewage purification plants, *Proc. 3rd Manhattan Conf., Advances in Biological Waste Treatment*, Mcmillan, N. Y. 694.

Xu S. and Hultman B. (1996), Experiences in wastewater characterisation and model calibration for the activated sludge process. *Water Sci. Technol.* **33**(12), 89-98.

Zheng Y, Bagley DM. (2004), Improved thermodynamic inhibition and regulatory functions for modeling anaerobic processes. In: Guiot S, Pavlostathis SG, editors. Anaerobic Digestion 2004, 10th World Congress on Anaerobic Digestion 2004; Montreal, Canada, 174-179.

扁林宗人(1984), 고도처리 기술의 변천, 하수도 협회지, **21**(245).

최의소 (1999), 상하수도 공학, 청문각.

최의소 (1993), 폐기물 처리와 자원화, 청문각



기호표

Δb_A	: Coefficient for temperature dependence of b_A [1/°C]
Δb_H	: Coefficient for temperature dependence of b_H [1/°C]
$\Delta H_{Ka_co2}^0$	: Enthalpy of reaction $CO_2 \rightarrow HCO_3$ [J]
$\Delta H_{Ka_h2o}^0$	: Enthalpy of reaction $H_2O \rightarrow OH + H^+$ [J]
$\Delta H_{Ka_nh4}^0$	: Enthalpy of reaction $NH_4 \rightarrow NH_3$ [J]
$\Delta H_{KH_ch4}^0$	: Enthalpy of reaction $CH_{4Gas} \rightarrow CH_{4Liq}$ [J]
$\Delta H_{KH_co2}^0$	: Enthalpy of reaction $CO_{2Gas} \rightarrow CO_{2Liq}$ [J]
$\Delta H_{KH_h2}^0$	: Enthalpy of reaction $H_{2Gas} \rightarrow H_{2Liq}$ [J]
Δk_a	: Coefficient for temperature dependence of k_a [1/°C]
Δk_h	: Coefficient for temperature dependence of k_h [1/°C]
ΔK_X	: Coefficient for temperature dependence of K_X [1/°C]
$\Delta \mu_A$	: Coefficient for temperature dependence of μ_A [1/°C]
$\Delta \mu_H$	: Coefficient for temperature dependence of μ_H [1/°C]
b_A	: Decay coefficient for autotrophic biomass [1/d]
b_H	: Decay coefficient for heterotrophic biomass [1/d]
C_{aa}	: Carbon content of amino acids [molC/gCOD]
C_{ac}	: Carbon content of acetate [molC/gCOD]
C_{biom}	: Carbon content of biomass [molC/gCOD]
C_{bu}	: Carbon content of butyrate [molC/gCOD]
C_{ch4}	: Carbon content of methane [molC/gCOD]
C_{fa}	: Carbon content of long chain fatty acids [molC/gCOD]
C_{li}	: Carbon content of lipids [molC/gCOD]
C_{pro}	: Carbon content of propionate [molC/gCOD]
C_{SI}	: Carbon content of soluble inert COD [molC/gCOD]
C_{su}	: Carbon content of sugars [molC/gCOD]
C_{va}	: Carbon content of valerate [molC/gCOD]
C_{Xc}	: Carbon content of complex particulate COD [molC/gCOD]
C_{XI}	: Carbon content of particulate inert [molC/gCOD]

n_g : Correction factor for μ_H under anoxic conditions [-]
 n_h : Correction factor for hydrolysis under anoxic conditions [-]
 f_{ac_aa} : Yield of acetate from amino acid degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{ac_su} : Yield of acetate from sugar degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{bu_aa} : Yield of butyrate from acid degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{bu_su} : Yield of butyrate from monosaccharide degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{ch_xc} : Yield of carbohydrates from disintegration of complex particulates [kgCOD/kgCOD]
 f_{fa_li} : Yield of long chain fatty acids(as opposed to glycerol)from lipids [kgCOD/kgCOD]
 f_{h2_aa} : Yield of hydrogen from amino acid degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{h2_su} : Yield of hydrogen from monosaccharide degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{li_xc} : Yield of lipids from disintegration of complex particulates [kgCOD/kgCOD]
 f_p : Fraction of biomass leading to inert particulate products [-]
 f_{pr_xc} : Yield of proteins from disintegration of complex particulates [kgCOD/kgCOD]
 f_{pro_aa} : Yield of propionate from amino acid degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{pro_su} : Yield of propionate from monosaccharide degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{SALK} : Factor stopping process for low C_{Alk} [-]
 f_{SI_xc} : Yield of soluble inert from disintegration of complex particulates [kgCOD/kgCOD]
 f_{SNH} : Factor stopping process for low C_{NH4} [-]
 f_{va_aa} : Yield of valerate from amino acid degradation [kgCOD/kgCOD]
 f_{XI_xc} : Yield of particulate inerts from disintegration of complex particulates [kgCOD/kgCOD]
 $gasflow$: Total gas flow [m^3/d]
 $G_{KL,a}$: Apparent mass-flux coefficient [m^3/d]
 $G_{kL,a}$: Volume-specific liquid-gas transfer [1/d]
 I_{h2_c4} : Hydrogen inhibition for C4 degradation [-]
 I_{h2_fa} : Hydrogen inhibition for LCFA degradation [-]
 I_{h2_pro} : Hydrogen inhibition for propionate degradation [-]

$I_{KI_h2_c4}$: Inhibitory hydrogen concentration for C4 degrading [kgCOD/m³]
 $I_{KI_h2_fa}$: Inhibitory hydrogen concentration for LCFA degrading [kgCOD/m³]
 $I_{KI_h2_pro}$: Inhibitory hydrogen concentration for propionate degrading [kgCOD/m³]
 $I_{KI_nh3_ac}$: Inhibition free ammonia concentration [M]
 I_{NH_limit} : Function to limit growth due to lack of inorganic nitrogen [-]
 I_{nh3_ac} : NH₃ inhibition of acetoclastic methanogenesis [-]
 I_{ph_ac} : pH inhibition of acetate degrading organisms [-]
 $I_{ph_ac_ll}$: pH level at where there is full inhibition of acetate degrading organisms [-]
 $I_{ph_ac_ul}$: pH level at where there is no inhibition of acetic acid degrading organisms [-]
 I_{ph_bac} : pH inhibition of acetogens and acid organisms (lower inhibition only used here) [-]
 $I_{ph_bac_ll}$: pH level at where there is full inhibition [-]
 $I_{ph_bac_ul}$: pH level at where there is no inhibition [-]
 I_{ph_h2} : pH inhibition of hydrogen degrading organisms [-]
 $I_{ph_h2_ll}$: pH level at where there is full inhibition of hydrogen degrading organisms [-]
 $I_{ph_h2_ul}$: pH level at where there is no inhibition of hydrogen degrading organisms [-]
 i_{XB} : Mass of nitrogen per mass of COD in biomass [gN/gCOD]
 i_{XP} : Mass of nitrogen per mass of COD on products from biomass [gN/gCOD]
 k_{m_c4} : Maximum uptake rate for c4 degrading organisms [kgCOD S/kgCOD X /d]
 k_a : Ammonification rate at 20 °C [1/d]
 K_{aac} : Acetate acidity constant without temperature correction [M]
 k_{ABco2} : Kinetic constant for CO₂-HCO₃ acid-base reaction [1/d]
 K_{abu} : Butyrate acidity constant without temperature correction [M]
 K_{aco2} : CO₂ acidity constant with temperature correction [M]
 K_{ah2o} : Water acidity constant with temperature correction [M²]

$K_{a_{nh4}}$: NH_4^+ acidity constant with temperature correction [M]
 $K_{a_{pro}}$: Propionate acidity constant without temperature correction [M]
 $K_{a_{va}}$: Valerate acidity constant without temperature correction [M]
 k_{dec_xaa} : Decay rate for amino acid degrading organisms [1/d]
 k_{dec_xac} : Decay rate for acetate degrading organisms [1/d]
 k_{dec_xc4} : Decay rate for butyrate and valerate degrading organisms [1/d]
 k_{dec_xfa} : Decay rate for long chain fatty acid degrading organisms [1/d]
 k_{dec_xh2} : Decay rate for hydrogen degrading organisms [1/d]
 k_{dec_xpro} : Decay rate for propionate degrading organisms [1/d]
 k_{dec_xsu} : Decay rate for monosaccharide degrading organisms [1/d]
 k_{dis} : Complex particulate disintegration first order constant [1/d]
 k_h : Maximum specific hydrolysis rate [1/d]
 K_{Hch4} : Non-dimensional henry's law constant for CH_4 with temperature correction(calculated from original KH in M/bar) [M_{liq}/M_{gas}]
 K_{Hco2} : Non-dimensional Henry's law constant for CO_2 with temperature correction(calculated from original KH in M/bar) [M_{liq}/M_{gas}]
 K_{Hh2} : Non-dimensional henry's law constant for H_2 with temperature correction(calculated from original KH_{IN} M/bar) [M_{liq}/M_{gas}]
 k_{hyd_ch} : Carbohydrate hydrolysis first order constant [1/d]
 k_{hyd_li} : Lipid hydrolysis first order constant [1/d]
 k_{hyd_pr} : Protein hydrolysis first order constant [1/d]
 K_{La} : Oxygen mass transfer coefficient [1/d]
 k_{m_aa} : Maximum uptake rate amino acid degrading [kgCOD S/kgCOD X /d]
 k_{m_ac} : Maximum uptake rate for acetate degrading organisms [kgCOD S /kgCOD X /d]
 k_{m_fa} : Maximum uptake rate for long chain fatty acid degrading organisms [kg COD S/kgCOD X/d]
 k_{m_h2} : Maximum uptake rete for hydrogen degrading organisms [kgCOD S /kgCOD X/d]
 k_{m_pro} : Maximum uptake rete for propionate degrading organisms [kgCOD S/kgCOD X/d]
 k_{m_su} : Maximum uptake rete for monosaccharide degrading organisms [kgCOD S.kgCOD X/d]

K_{NH} : Ammonia half-saturation coefficient for autotrophic biomass [gN/m³]
 K_{NO} : Nitrate half-saturation coefficient for denitrifying heterotrophic biomass [gN/m³]
 K_{OA} : Oxygen half-saturation coefficient for autotrophic biomass [gO₂/m³]
 K_{OH} : Oxygen half-saturation coefficient for heterotrophic biomass [gO₂/m³]
 K_S : Half-saturation coefficient for heterotrophic biomass [gCOD/m³]
 K_{s_aa} : Half saturation constant for amino acid degradation [kgCOD/m³]
 K_{s_ac} : Half saturation constant for acetate degradation [kgCOD/m³]
 K_{s_c4} : Half saturation constant for butyrate and valerate degradation [kgCOD/m³]
 K_{s_fa} : Half saturation constant for long chain fatty acid degradation [kgCOD/m³]
 K_{s_h2} : Half saturation constant for uptake of hydrogen [kgCOD/m³]
 K_{s_IN} : Inorganic nitrogen concentration at which growth ceases [M]
 K_{s_pro} : Half saturation constant for propionate degradation [kgCOD/m³]
 K_{s_su} : Half saturation constant for monosaccharide degradation [kgCOD/m³]
 K_X : Half-saturation coefficient for hydrolysis of slowly biodegradable substrate [gCOD/g COD]
 μ_A : Maximum specific growth rate for autotrophic biomass [1/d]
 μ_H : Maximum specific growth rate for heterotrophic biomass [1/d]
 μ_{X_aa} : Maximum specific growth rate for amino acid fermentating mixed acid bacteria [1/d]
 μ_{X_ac} : Maximum specific growth rate for acetoclastic methanogens [1/d]
 μ_{X_c4} : Maximum specific growth rate for butylate and valerate consuming obligate hydrogen producing acetogens [1/d]
 μ_{X_fa} : Maximum specific growth rate for LCFA obligate hydrogen producing acetogens [1/d]
 μ_{X_h2} : Maximum specific growth rate for Hydrogen/Formate consuming methanogens [1/d]
 μ_{X_pro} : Maximum specific growth rate for propionate consuming obligate hydrogen producing acetogens [1/d]
 μ_{X_su} : Maximum specific growth rate for sugar fermentating mixed acid bacteria [1/d]

N_{aa} : Nitrogen content of amino acids [molN/gCOD]
 N_{biom} : Nitrogen content of biomass [molN/gCOD]
 N_{SI} : Nitrogen content of soluble inert COD [molN/gCOD]
 N_{XI} : Nitrogen content of particulate inert COD [molN/gCOD]
 O_{2sat} : Saturation concentration of oxygen [gO₂/m³]
 P_{atm} : Pressure of atmosphere [bar]
 P_{ch4} : Partial pressure of CH₄ [bar]
 P_{co2} : Partial pressure of CO₂ [bar]
 P_{h2} : Partial pressure of H₂ [bar]
 P_{h2o} : Partial pressure of H₂O(empirical formula) [bar]
 $P_{headspace}$: Total gas phase pressure [bar]
 pKa_{ac} : -log₁₀ka acetate at 298K [-]
 pKa_{bu} : -log₁₀ka butyrate at 298K [-]
 pKa_{co2} : -log₁₀ka co2 at 298K [-]
 pKa_{h2o} : -log₁₀ka water at 298K [-]
 pKa_{nh3} : -log₁₀ka NH₄⁺ at 298K [-]
 pKa_{pro} : -log₁₀ka propionate at 298K [-]
 pKa_{va} : -log₁₀ka valerate at 298K [-]
 Q : Water flow [m³/d]
 R : Gas law constant [bar/M/K]
 Rec : Recirculation flow ratio [-]
 RS : Return sludge ratio [-]
 S_{aa} : Amino acid [kgCOD/m³]
 S_{ac} : Total acetate [kgCOD/m³]
 S_{ac_ion} : Ionic acetate [kgCOD/m³]
 S_{ALK} : Alkalinity_Molar unit [molHCO₃/m³]
 S_{an} : Anions [kmole/m³]
 S_{bu} : Total butyrate[kgCOD/m³]
 S_{bu_ion} : Ionic butyrate [kgCOD/m³]

S_{cat} : Cations [kmol/m³]
 S_{ch4} : Methane gas [kgCOD/m³]
 S_{co2} : Inorganic carbon [kmolC/m³]
 S_{fa} : Long chain fatty acids [kgCOD/m³]
 S_{h_ion} : Hydrogen ion [kmol/m³]
 S_{h2} : Hydrogen gas [kgCOD/m³]
 S_{hco3_ion} : Bicarbonate [kmolC/m³S_{H2O}]
 S_{L_ADM} : Soluble inert in ADM [kgCOD/m³]
 S_{L_ASM} : Soluble inert organic in ASM [gCOD/m³]
 S_{IN} : Inorganic nitrogen [kmolN/m³]
 S_{N2} : Dinitrogen released by denitrification [gN/m³]
 S_{ND} : Soluble biodegradable organic nitrogen [gN/m³]
 S_{NH} : NH₄⁺ [gN/m³]
 S_{nh3} : Free ammonia [M]
 S_{nh4_ion} : Ionic ammonia [M]
 S_{NO} : Nitrate and nitrite [gN/m³]
 S_o : Oxygen(negative COD) [gCOD/m³]
 S_{oh_ion} : Hydroxide ion [M]
 S_{pro} : Total propionate [kgCOD/m³]
 S_{pro_ion} : Ionic propionate [kgCOD/m³]
 S_s : Readily biodegradable [gCOD/m³]
 S_{su} : Mono saccharides [kgCOD/m³]
 S_{va} : Total valerate [kgCOD/m³]
 S_{va_ion} : Ionic valerate [kgCOD/m³]
 t : Time [d]
 T_{ADM1} : Temperature [K]
 T_{ASM1} : Temperature [°C]
 $t_{res,X}$: Solid retention time in addition to hydraulic time [d]
 V : Reactor volume [m³]

X_A : Active autotrophic biomass [gCOD/m³]
 X_{aa} : Amino acid degraders [kgCOD/m³]
 X_{ac} : Acetate degraders [kgCOD/m³]
 X_c : Composites [kgCOD/m³]
 X_{c4} : Valerate and butylate degraders [kgCOD/m³]
 X_{ch} : Carbohydrates [kgCOD/m³]
 X_{fa} : LCFA degraders [kgCOD/m³]
 X_H : Active heterotrophic biomass [gCOD/m³]
 X_{h2} : Hydrogen degraders [kgCOD/m³]
 X_{I_ADM} : Particulate inert organic in ADM [kgCOD/m³]
 X_{I_ASM} : Particulate inert organic in ASM [gCOD/m³]
 X_{li} : Lipids [kgCOD/m³]
 X_{ND} : Particulate biodegradable organic nitrogen [gN/m³]
 X_p : Particulate products arising from biomass [gCOD/m³]
 X_{pr} : Proteins [kgCOD/m³]
 X_{pro} : Propionate dargraders [kgCOD/m³]
 X_S : Slowly biodegradable substrate [gCOD/m³]
 X_{su} : Sugar degraders [kgCOD/m³]
 Y_A : Yield for autotrophic biomass Constant Variable [gcellCOD/gN_{oxidized}]
 Y_{aa} : Yield of biomass on uptake of amino acids [kgCOD/kgCOD]
 Y_{ac} : Yield of biomass on uptake of acetate [kgCOD/kgCOD]
 Y_{c4} : Yield of biomass on uptake of valerate or butyrate [kgCOD/kgCOD]
 Y_{fa} : Yield of biomass on uptake of long chain fatty acids [kgCOD/kgCOD]
 Y_H : Yield for heterotrophic biomass Constant Variable
[gcellCOD/gCOD_{oxidized}]
 Y_{h2} : Yield of biomass on uptake of elemental hydrogen [kgCOD/kgCOD]
 Y_{pro} : Yield of biomass on uptake of propionate [kgCOD/kgCOD]
 Y_{su} : Yield of biomass on uptake of monosaccarides [kgCOD/kgCOD]