creative commons
COMMONS DEED

저작자표시-동일조건변경허락 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.
- 이차적 저작물을 작성할 수 있습니다.
- 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:

저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.

동일조건변경허락. 귀하가 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공했을 경우에는, 이 저작물과 동일한 이용허락조건하에서만 배포할 수 있습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 이용허락규약(Legal Code)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

Disclaimer

dCollection

[UCI]I804:24011-200000264201

2014년 2월

석사학위논문

고농도 미세조류 배양을 위한 고효율 평판형 광생물 반응기의 설계 및 제어에 관한 연구

조선대학교 대학원

기계공학과

최 강 훈

고농도 미세조류 배양을 위한 고효율 평판형 광생물 반응기의 설계 및 제어에 관한 연구

A study on the design and control of the high efficient flat panel photobioreactor for the cultivation of high cell density microalgae

2014年 2月 25日

조 선 대 학 교 대 학 원

기 계 공 학 과

최 강 훈

고농도 미세조류 배양을 위한 고효율 평판형 광생물 반응기의 설계 및 제어에 관한 연구

지도교수　　정　상　화

이 논문을 공학석사학위신청 논문으로 제출함

2013年　10月

조 선 대 학 교 대 학 원

기 계 공 학 과

최　강　훈

최강훈의 석사학위논문을 인준함

위원장 조선대학교 교수 이 규 태 印

위 원 조선대학교 교수 박 종 락 印

위 원 조선대학교 교수 정 상 화 印

2013年 11月

조선대학교 대학원

목 차

LIST OF TABLES ····· Ⅳ

LIST OF FIGURES ····· Ⅴ

ABSTRACT ····· Ⅷ

제 1 장 서 론 ····· 1

제 1 절 연구 배경 ····· 1

제 2 절 연구 동향 ····· 6

1. 광생물반응기의 개발 동향 ····· 6

가. 개방형 연못 시스템 ····· 6

나. 밀폐형 배양 시스템 ····· 7

제 3 절 연구 내용 ····· 9

제 2 장 미세조류 배양 제어 시스템 ····· 10

제 1 절 균주 및 배양액 ····· 10

제 2 절 분석 및 연속배양 ····· 11

제 3 절 성장곡선 모델링 ····· 13

1. 성장 곡선 ····· 13

2. 회귀 모델 ····· 15

제 4 절 생물공정 On-Off 제어 ····· 17

제 5 절 신호처리 알고리즘 ····· 19

제 6 절 실험 결과 ····· 20

제 3 장 평판형 광생물 반응기의 대용량화 ····· 22

제 1 절 미세조류 배양 주요변수 ····· 22

제 2 절 재료 특성 실험 ····· 23

제 3 절 리브 설계 ····· 26

제 4 절 설계 최적화 ····· 31

1. 의사 결정 지원 시스템 ····· 31

2. 목표 중심 최적화 ····· 32

3. 볼트 연결부 ····· 36

4. 리브의 변형 ····· 37

제 4 장 광생물 반응기의 산소전달비 ····· 39

제 1 절 생물공정 ····· 39

제 2 절 산소전달속도 ····· 41

제 3 절 이중막 이론 ····· 42

제 4 절 산소전달계수 측정 ····· 43

1. 실험 방법 ····· 43

2. 실험 조건 및 실험결과 ····· 45

제 5 장 결 론 ····· 48

1. 연구 결과 ····· 48

참 고 문 헌 ····· 49

LIST OF TABLES

Table 1-1 World main country of Carbon dioxide production and rate of increase ····· 1

Table 1-2 Comparison of oil yield for the type of raw material ····· 4

Table 2-1 Composition of Castenholz D medium for *Dunaliella salina* ····· 10

Table 2-2 Unstructured and unsegregated sigmoidal regression model for biological growth curve ····· 15

Table 3-1 Properties for different plastic material ····· 24

Table 3-2 Material properties of polycarbonate and 304SS ····· 27

Table 3-3 Input conditions of goal driven optimization for FP PBR design 32

Table 3-4 The best three candidate points ····· 33

Table 4-1 Operating conditions of reactor ····· 45

Table 4-2 Airflow rate according to oxygen mass transfer efficiency ····· 47

LIST OF FIGURES

Fig. 1-1 Korea average temperature for the years ····· 2

Fig. 1-2 History of biomass ····· 3

Fig. 1-3 Open pond systems ····· 6

Fig. 1-4 Scheme of Tubular photobioreactor ····· 7

Fig. 1-5 Scheme of flat panel airlift(FPA) photobioreactor ····· 8

Fig. 1-6 Research progress ····· 9

Fig. 2-1 Flow chart of on-off control program ····· 11

Fig. 2-2 Schematic diagram of flat panel bioreactor ····· 12

Fig. 2-3 Typical growth curve of *Dunaliella salina* ····· 13

Fig. 2-4 Dry cell weight conversion from optical density ····· 14

Fig. 2-5 Growth curve of *Dnaliella salina* fitted with Logistic, Gompertz, and Baranyi models ····· 16

Fig. 2-6 Block diagram of turbidostat control system ····· 18

Fig. 2-7 On-off control program for continuous culture ····· 18

Fig. 2-8 On-off control simulation based on optical density when flow rate is 50 L/day in 50 L FP PBR ····· 18

Fig. 2-9 Signal processing by gradient vector filtering and Savitzky-Golay smoothing methods ····· 19

Fig. 2-10 On-Off control for continuous turbidostat culture of *Dunaliella*

salina ····· 20

Fig. 2-11 Enviroment monitoring during on-off control for continuous turbidostat culture of *Dunaliella salina* ····· 21

Fig. 3-1 Parameters for the cultivation of microalgal in the photobioreactor 22

Fig. 3-2 Illustration for the reflection, absorption and transmission of light in the photobioreactor ····· 23

Fig. 3-3 Transmittance of polycarbonate panel ····· 25

Fig. 3-4 Initial and boundary conditions for structural analysis of FP PBR 26

Fig. 3-5 Structural analysis of resulted design candidate ····· 28

Fig. 3-6 Structural analysis of PBR caused by hydrostatic pressure according to the number of rib ····· 30

Fig. 3-7 Samples chart of design candidates by screening sampling method 33

Fig. 3-8 Local sensitivity of each output parameter with respect to the input parameter ····· 34

Fig. 3-9 Structural analysis of resultant design candidate ····· 35

Fig. 3-10 Stress distribution of 200L FP PBR under bolted connection ···· 36

Fig. 3-11 Deformation of ribs ····· 38

Fig. 4-1 Relationship between OTR, volumetric mass transfer coefficient and hydrodynamic parameters in bioreactors at several levels ····· 40

Fig. 4-2 Steps and resistances for oxygen transfer from gas bubble to cell 41

Fig. 4-3 Schematic for representation of the gas-liquid interface ····· 42

Fig. 4-4 Schematic description of the direct measuring of OTR in bioprocess

classical dynamic technique ····· 43

Fig. 4-5 Dissolved oxygen according to gas flow rate ····· 45

Fig. 4-6 Oxygen transfer rate according to time ····· 46

Fig. 4-7 K_La value according to airflow rate ····· 47

ABSTRACT

A study on the design and control of the high efficient flat panel photobioreactor for the cultivation of high cell density microalgae

Choi Gang Hun
Advisor : Prof. Jeong, Sang-Hwa, Ph.D.
Department of Mechanical Engineering,
Graduate School of Chosun University

The shortage of fossil fuel has been promoting the development of alternative biofuels such as biodiesel. Biodiesel is an environment friendly fuel produced from renewable bioresources such as microalgae. Microalgae are known to store large amount of lipid up to 50% of dry mass. Especially, production of biodiesel based on microalgae biomass is one of the cost-effective approaches, because microalgae can be cultivated with water and carbon dioxide.

In this research, Microalgae cultivation control system was developed to accomplish the continuos culture and the flat panel PBR of 200L was designed by ANSYS. Growth curve was obtained by Gompertz model, Logistic model, and Baranyi model whitch are microbial growth prediction models for continuous culture. Gompertz model was suitable to predict the growth curve of Dunaliella salina because it has the highest R-squared value. The process was controlled by

measurement of the real-time turbidity of cell density. Sensor noise was decreased by the Savitzky-Golay signal smoothing. The motion duty cycle of pump was obtained up to 53% by the appropriate on-off control technique.

The Goal Driven Optimization(GDO) was introduced to examine the influences of the design variables for scale-up of PBR. Total deformation was 1.4mm of polycarbonate and total stress was 33MPa of rib. The number of bolts between the PBR panel and frame were estimated by ANSYS. Deformation of rib was compared respectively in the simulation and the experiment.

In addition, Oxygen transfer coefficient was measured. The k_La was measured to obtain oxygen transfer velocity of the PBR using the dynamic method. Oxygen meltage and volumetric oxygen transfer rate were measured by k_La.

제 1 장 서 론

제 1 절 연구 배경

인류는 문명의 시작부터 에너지를 필요로 했으며 문명이 발달해 갈수록 필요한 에너지는 더욱 많아져 갔다. 이 때문에 인류가 손쉽게 에너지를 얻을 수 있는 화석 연료에 의존해 왔다[1]. 화석연료의 무분별한 사용으로 인해 석유/천연가스 등 주요에너지 자원의 평균 가채연수(reserve-to-production ratio)가 각각 40.5년과 63.3년 정도로 전 세계적인 에너지원의 고갈 현상이 가속화되고 있다[2]. 무분별한 화석연료의 소비로 인해 최근 세계 각국에서 각종 이상기후 현상들이 발생하고 있다. 이러한 현상들의 주요 원인은 기온 상승을 발생시키는 '온실 효과' 현상이다. 온실효과는 지구의 복사열인 적외선을 흡수하여 지구로 다시 방출하는 '온실가스'에 의해 발생한다. 이런 기후변화의 주요 요인이 되는 이산화탄소(CO_2), 메탄(CH_4), 아산화질소(N_2O), 수화불화탄소(HFCs), 과불화탄소(PFCs)와 육불화유황(SF_6)을 6대 온실가스로 지정, 이들의 배출량을 감소 목표치를 구체화했다.

Table 1-1 World main country of carbon dioxide production and rate of increase[3]

No	Nation	1990 (hundred million ton)	2010 (hundred million ton)	Rate of increase(%) (1990~2010)	2010 year per head carbon dioxide production(ton)
1	China	24.5	83.3	240.0	6.2
2	U.S.A	54.6	61.5	12.6	19.5
3	India	6.33	17.1	171.4	1.4
4	Russia	23.7	17.0	-28.3	12.1
5	japan	11.8	13.1	11.1	10.3
6	Germany	10.	8.3	-19.4	10.1
7	**Korea**	**2.6**	**7.2**	**176.9**	**15.0**
8	canada	4.	6.1	24.5	17.9
9	Saudi arabia	2.4	5.6	133.3	20.7
10	Iran	2.0	5.6	180.0	7.1
The world		226.8	331.6	46.2	4.7

특히 6대 온실가스 중 이산화탄소는 모든 경제활동의 기본이 되는 석탄, 석유와 천연가스 등 화석연료의 연소, 추출, 처리 및 수송과정에서 발생하며, 전체 온실가스의 60%이상을 차지함으로써 온실가스 감축 논의의 중심에 있다[3]. Table 1-1을 보면 지난 20여 년 동안의 국제적인 노력에도 불구하고 전 세계 이산화탄소 배출량은 1990년 226.8억 톤에서 2010년 331.6억 톤으로 46.2%가 증가했다. 같은 기간 동안 배출량이 240.0%증가한 중국은 2010년 83.3억 톤을 배출함으로써 전 세계 배출량의 25.1%를 차지하고 있다. 한국은 2010년 7.2억 톤을 배출함으로써 전 세계 배출량의 약 2.2%를 차지하고 있지만 지난 20년동안 배출량이 176.9% 증가함으로써 중국과 이란에 이어 세 번째로 빠른 증가세를 보이고 있다[4]. Fig.1-1과같이 대기 중 온실가스가 증가할수록 지구의 온도도 계속하여 증가하고 있으며 현재에 가까워질수록 그 증가율이 더욱 증가하고 있다. 지난 몇 년 동안 우리나라도 0.9℃ 온도상승이 있었다. 이러한 측면에서 탄소 배출 저감전략에 부합하는 최적의 대체에너지원으로 바이오에너지가 그 대안으로 떠오르고 있다.

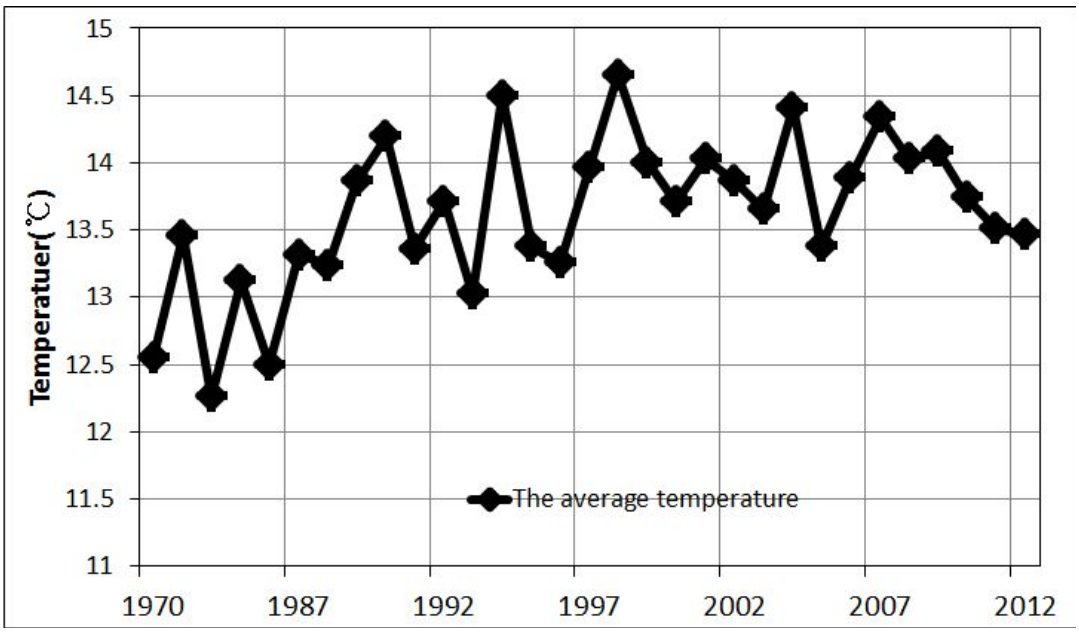


Fig. 1-1 Korea average temperature for the years

따라서 지구 온난화의 원인이 되는 이산화탄소 발생과 환경오염을 줄이는 동시에 화석연료를 대신 할 수 있는 청정에너지원으로서 태양광, 태양열 에너지, 풍력 에너지, 바이오 에너지, 수소에너지 등에 대한 관심이 집중되고 있다. 그중 기존의 동력 발생 장치를 그대로 사용할 수 있으며 상용화가 비교적 쉬운 청정 대체 에너지원으로 바이오매스를 이용한 바이오연로가 각광받고 있다. 화석연료인 원유는 고생대의 식물성 바이오매스가 오랜 기간 땅속에서 고온/고압에 의하여 만들어진다. 따라서 원유의 기반의 연료 및 화학물질은 최근 각광받고 있는 바이오매스 기반의 바이오연료 및 바이오소재와 물리화학적 특성이 거의 동일하다. 바이오매스는 생물체로부터 유래한 유기물을 의미하며, 동식물과 미생물 그와 관련된 부산물 및 폐기물 등이 포함된다. 이러한 바이오매스는 물리, 화학 및 생물학적 전환과정을 거쳐 다양한 형태의 바이오연료 및 바이오소재로 활용될 수 있다. 바이오매스는 생물체의 생장이나 재배를 통해 지속적으로 생산이 가능하므로 고갈 염려가 없는 지속 가능한 자원이며 생산과 소비과정에서 탄소 중립적이기 때문에 대기 중의 이산화탄소 증가를 억제하며 지구온난화 문제를 해결 할 수 있다. 또한 가까운 미래에 산업적으로 활용이 가능한 경쟁력이 높은 재생에너지를 생산할 수 있으며 바이오연료뿐만 아니라 바이오소재의 생산도 가능하므로 석유 기반의 화학소재(합성섬유, 산업용 플라스틱, 의약 및 미용용품, 식품 첨가물 등)을 대체할 수 있다. 바이오매스로부터 생산된 바이오연료는 화석연료 기반의 인프라에 직접 적용될 수 있어 추가적인 설치비용이나 설치기간 없이 기존의 인프라들을 그대로 활용하면서 석유연료를 대체할 수 있을 뿐 아니라 세계 에너지 사용량에 큰 비중을 차지하는 수송용 연료로 바로 활용될 수 있다.

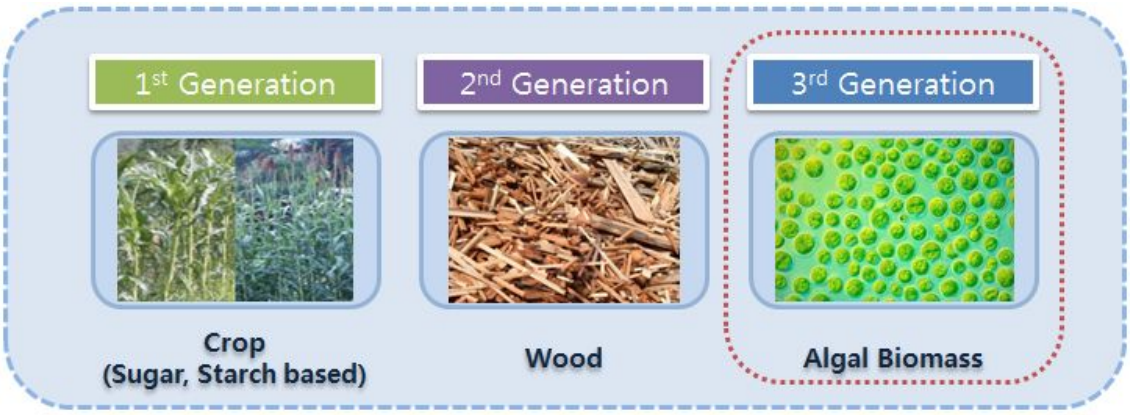


Fig. 1-2 History of biomass[5]

Fig. 1-2와 같이 바이오연료 및 바이오소재의 생산 원료인 바이오매스는 1, 2, 3세대로 진화하고 있다. 1세대 바이오매스는 곡물 식물을 이용한다. 탄수화물을 다량 함유한 옥수수, 사탕수수 등은 당화와 발효를 거쳐 바이오에탄올로 전환도고, 지질 함량이 높은 유채유, 팜유, 대두유 등은 전이에스테르화반응을 통해 바이오디젤로 전환된다. 그러나 바이오에탄올의 생산 및 소비의 증가와 더불어 개발도상국인 중국과 인도 등의 급격한 경제성장으로 인해 바이오에탄올의 원료이자 식량인 곡물 자원의 수요가 크게 증가하였고 지구온난화로 인한 기상 이변과 도시화에 의한 경작지 감소로 인해 바이오에탄올의 원료인 곡물 생산량이 감소하고 있으며 이로 인한 곡물자원의 가격이 크게 상승하였고 이는 바이오에탄올의 가격 경쟁력의 위협요인이 된다. 이처럼 식량과의 경쟁 및 환경오염 문제를 극복하기 위해 2세대 바이오매스가 관심을 받게 된다. 2세대 바이오매스는 폐목재와 식물 줄기 등의 목질계 바이오매스로 전처리, 당화 및 발효를 거쳐 바이오에탄올을 생산하는데 주로 이용되어진다. 하지만 현재까지의 기술수준은 전처리기술의 경제성을 넘지 못하고 있어 높은 잠재력에도 불구하고 이용이 어려워지고 있다. 3세대 바이오매스는 1세대 2세대와 달리 바이오에탄오로 전환이 용이하며, 전처리 공정이 필요없는 장점이 있다. 한편 미세조류는 생장속도가 빠르고 지질 성분을 다량 함유하고 있어 바이오디젤을 생산할 수 있는 자원으로 평가받고 있다. 특히 미세조류는 식물보다 태양에너지 이용 효율이 약 25배, 이산화탄소 고정능력도 15배가량 높다. 또한 생장속도가 빨라 식물에 비하여 5-10배의 바이오매스 생산성이 높고, 배양조건에 따라 지질을 체내에 최대 70%까지 축적이 가능하다. 따라서 미세조류를 이용한 단위면적당 지질 생산량은 식물에 비하여 50-100배 이상 높다[5].

Table 1-2 Comparison of oil yield for the type of raw material[5]

Oil Source	Biomass (Mt/ha/yr)	Oil Content (% drymass)	Biodiesel (Mt/ha/yr)	Energy Content (boe/1000ha/day)
Soya	1 - 2.5	20%	0.2 - 0.5	3 - 8
Rapeseed	3	40%	1.2	22
Palmoil	19	20%	3.7	63
Jatropha	7.5 - 10	30 - 50%	2.2 - 5.3	40-100
Microalgae	**140 - 255**	**35 - 65%**	**50 - 100**	**1,150 - 2,000**

미세조류를 바이오매스로 활용하기 위해선 대량배양이 요구된다. 미세조류 배양을 위한 시스템은 크게 개방형 연못시스템과 밀폐형 광생물반응기 시스템이 있다. 옥외 배양의 경우 넓은 부지의 필요성과 빛에너지의 전달이 원활하지 않아 성장속도가 느리고, 다른 세균에 의한 오염에 대한 문제에 취약하다는 단점이 있다. 이를 보완하기 위해 작은 부지와 고농도 생산이 가능한 밀폐형 광생물반응기의 개발이 활발히 진행되고 있다. 미세조류의 배양법은 크게 회분배양(batch culture), 연속배양(continuous culture), 유가식배양(fed-batch culture)등으로 나눌 수 있다. 이중 연속배양은 배양조건이 항상 일정하게 유지되고 적은 노동력으로 높은 생산성을 얻을 수 있으며, 제어를 통하여 제품의 균질성을 높일 수 있다. 본 논문에서는 200L 평판형 광생물반응기를 개발하였다. 반응기의 정수압에 의한 변형을 최소화하고 연속배양을 위한 모니터링 시스템 및 제어시스템을 개발하고 가스유량에 의한 산소전달계수를 측정하였다.

제 2 절 연구 동향

1. 광생물반응기의 개발 동향

가. 개방형 연못 시스템 (Open pond system)

자연 상태에서 영양원 공급이 풍부한 개방된 연못 등에서 배양하는 것으로, 초기 설비투자와 운전비용이 저렴하고 유지 및 보수가 용이한 장점을 가지고 있다[6-8]. 그러나 자연광을 이용함으로 배양장치 내부로 효과적인 빛 전달이 이루어지지 않아 미세조류의 성장속도가 느리며 성장수율이 낮고, 외부오염으로 대한 취약성을 가지고 있다. 또한 미세조류의 침전이 일어나는 점과 순환식 원형연못의 경우 중앙부에 효과적인 교반이 어려운 단점이 있어, 미세조류의 효과적 전이가 현저히 감소되기 때문에 생산성이 낮다. Fig. 1-3은 개방형 연못 시스템을 나타낸 것이다[9-12].

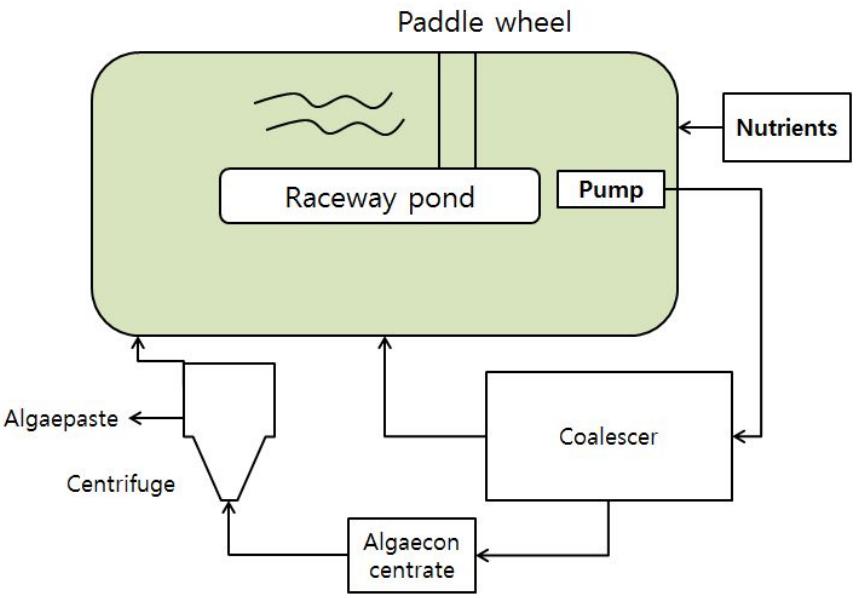


Fig. 1-3 Open pond system[13]

나. 밀폐형 배양 시스템 (Closed culture system)

밀폐형 배양 시스템은 크게 관형, 수직원추형, 평판형의 형태가 있다. 관형 광생물반응기(tubular photobioreactor)는 밀폐형 배양장치 중 가장 많이 쓰이는 형태로 유리 또는 플라스틱 재질을 주로 사용한다. 자연채광을 위하여 수평형, 수직형, 유사추형, 원뿔형, 경사형 등이 대표적인 관형광생물 반응기이다. 우수한 교반성, 효과적인 멸균, 기체 전달의 용이성, 설치 공간 용이성 등 여러 장점이 있다[14,15,16]. 하지만, 대량 배양을 위하여 관의 직경을 크게 할수록 부피에 대한 표면채광면적이 상대적으로 떨어지는 구조적인 단점을 지니기 때문에 효과적인 교반시스템 또는 인공채광 시스템을 추가적으로 구비해야 하며, 이 때 관의 길이는 제한을 받을 수밖에 없는 구조이다[17]. 수직 원추형 광생물 반응기(vertical colums PBRs)는 수직으로 관을 설치하여 태양광을 최대로 이용하기 어렵다는 단점이 있지만, 유리관이나 합성수지관(plastic bag column) 등은 가격이 저렴하고 제작이 간편하여 많은 연구가 진행되었다[18,19]. Fig. 1-4는 현재 이용되고 있는 관형 반응기를 나타낸 것이다.

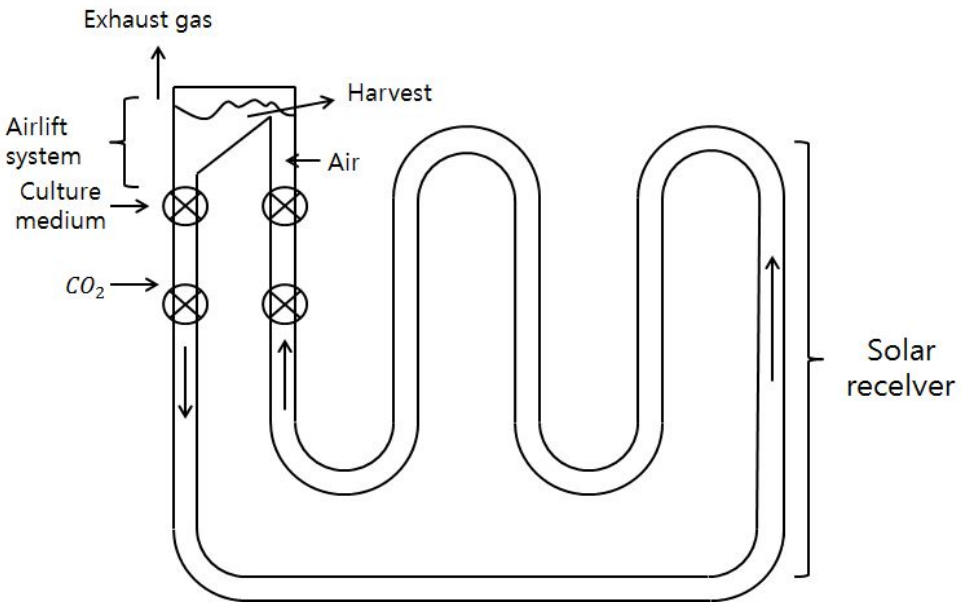


Fig. 1-4 Scheme of tubular photobioreactor[20]

평판형 광생물반응기(flat-panel photobioreactor)는 1953년 Milner에 의해 개발되었고 최근 가장 일반적인 형태로 자리 잡고 있는 광생물반응기 이다. 고농도 배양을 위한 광생물반응기는 반드시 단위 체적당 표면적(S/V ration)비가 높아야 하는데, 이를 높이는 가장 쉽고 간단한 방법은 평판형이며, 이런 점에서 판형 광생물 반응기의 개발이 가장 활발이 이루어지고 있다[21-23]. Fig. 1-5는 평판형 광생물 반응기를 도시한 것이다.

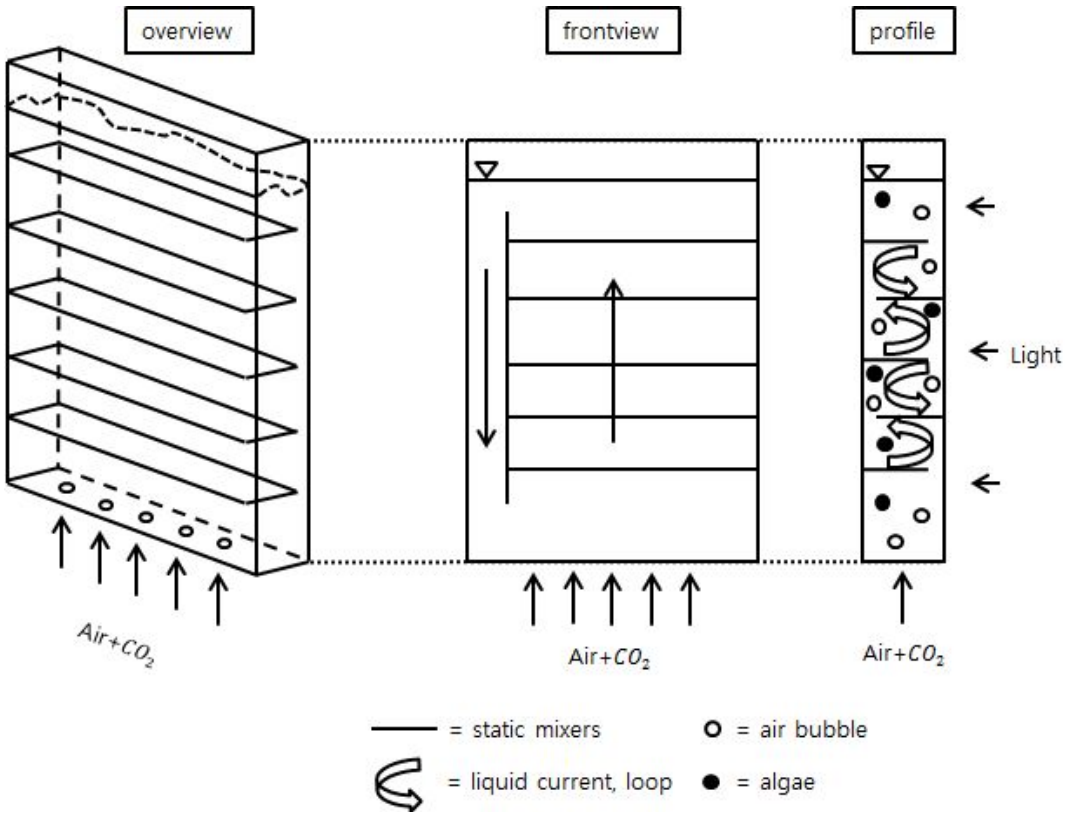


Fig. 1-5 Scheme of flat panel airlift(FPA) photobioreactor[24]

제 3 절 연구 내용

본 논문에서는 연속배양을 위한 모니터링 시스템과 on-off 제어 시스템 구축과 시뮬레이션을 실시하였다. 미세조류 배양은 바이오디젤에 적합한 생산성이 높고 지질함량이 높은 미세조류를 선정하였으며 연속배양을 하기 위해 회분배양에서 성장조건을 최적화하였으며 50L급 평판형 광생물반응기를 이용하여 on-off제어를 통해 연속배양을 하였다. 향후 미세조류를 대량배양하기 위하여 평판형 광생물반응기를 200L급으로 대용량화하였다. 반응기 케이스의 재료를 선정하고 변형최소화를 위한 최적 설계를 실시하였다. 반응기 내의 산소전달 특성을 알아보기 위해 산소전달계수를 측정하였다. Fig. 1-6에 연구 진행과정을 나타내었다.

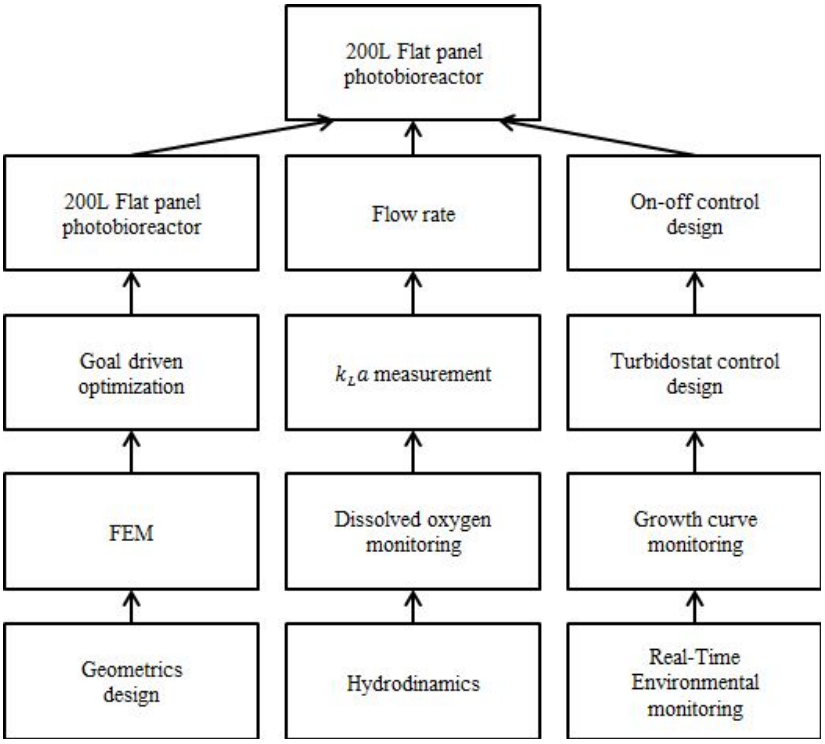


Fig. 1-6 Research progress

제 2 장 미세조류 배양 제어 시스템

제 1 절 균주 및 배양액

본 연구에서 사용된 균주는 조선대학교 김시욱 교수 연구팀으로부터 분양받은 *Dunaliella salina* DCCBC2를 균주로 사용하였다[25]. 배양에 사용된 배양액은 Castenholz D medium을 사용하였으며, 배지의 조성은 Table.2-1 과 같다[26]. 배지는 고압 멸균기(Auto clave)를 이용하여 121℃에서 20분동안 멸균하여 냉각 후 사용하였다.

Table 2-1 Composition of Castenholz D medium for *Dunaliella salina*[26]

Components	Amount(g/L)
NaCl	58.44
Tris	4.844
KNO_3	0.5055
$MgCl_2 \cdot 6H_2O$	0.91576
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	0.12325
$CaCl_2$	0.0441
K_2HPO_4	0.0228
$FeCl_3$	0.00055
EDTA	0.00245
H_3BO_3	0.000305
$MnCl_2 \cdot 4H_2O$	0.000198
$ZnSO_4 \cdot 5H_2O$	0.000023
$CuSO_4 \cdot 5H_2O$	0.00001
$NaMoO_4 \cdot 2H_2O$	0.000048
$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	0.000005
$NaVO_3$	0.000027
$NaHCO_3$	2.1

제 2 절 분석 및 연속배양

*Dunaliella salina*의 연속배양을 위한 측정 및 제어 과정을 Fig. 2-1에 나타내었다. 배양 환경을 제어하기 위해 pH, 탁도, 조도, 온도, 통기량을 실시간으로 측정 하였다. 평판형 광생물반응기는 Fig. 2-2과 같이 구성하였다. 균체량(cell concentration)은 분광광도계를 이용하여 680nm 파장에서 광학밀도(optical density)를 측정하고, cell counter를 이용하여 균체수를 측정하였다. 건조중량은 배양액 $10ml$ 을 채취하여 $0.45\mu m$ 멤브레인 필터(membrane filter)로 여과하여 dry 60℃에서 24시간 건조후 중량을 측정하였다. 회분 배양을 통해 성장곡선을 모델링하였고, 연속배양을 위한 제어 파라미터로 활용하였다. 온라인 측정이 가능한 탁도센서를 이용하여 배지공급량을 조절함으로써 *Dunaliella salina*를 연속배양 하였다.

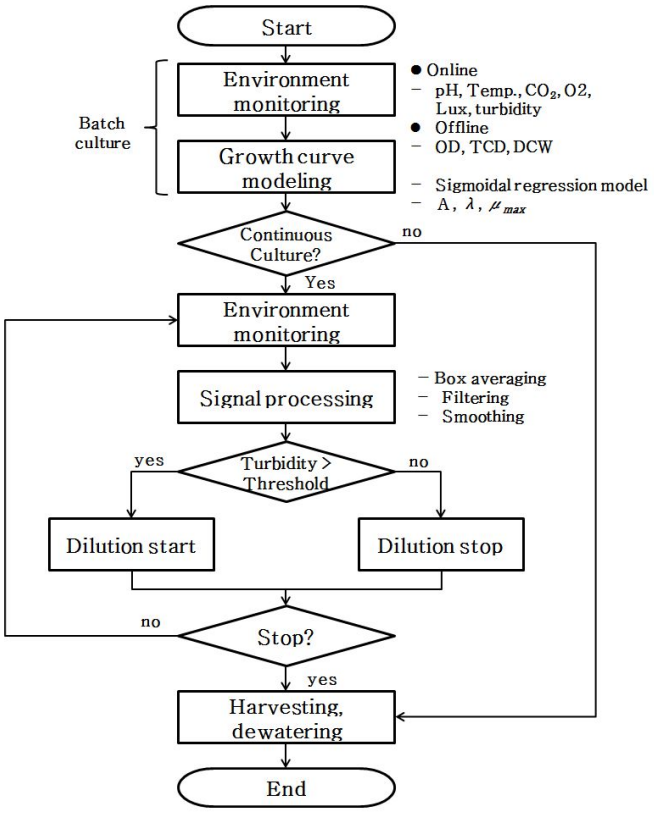


Fig. 2-1 Flow chart of on-off control program

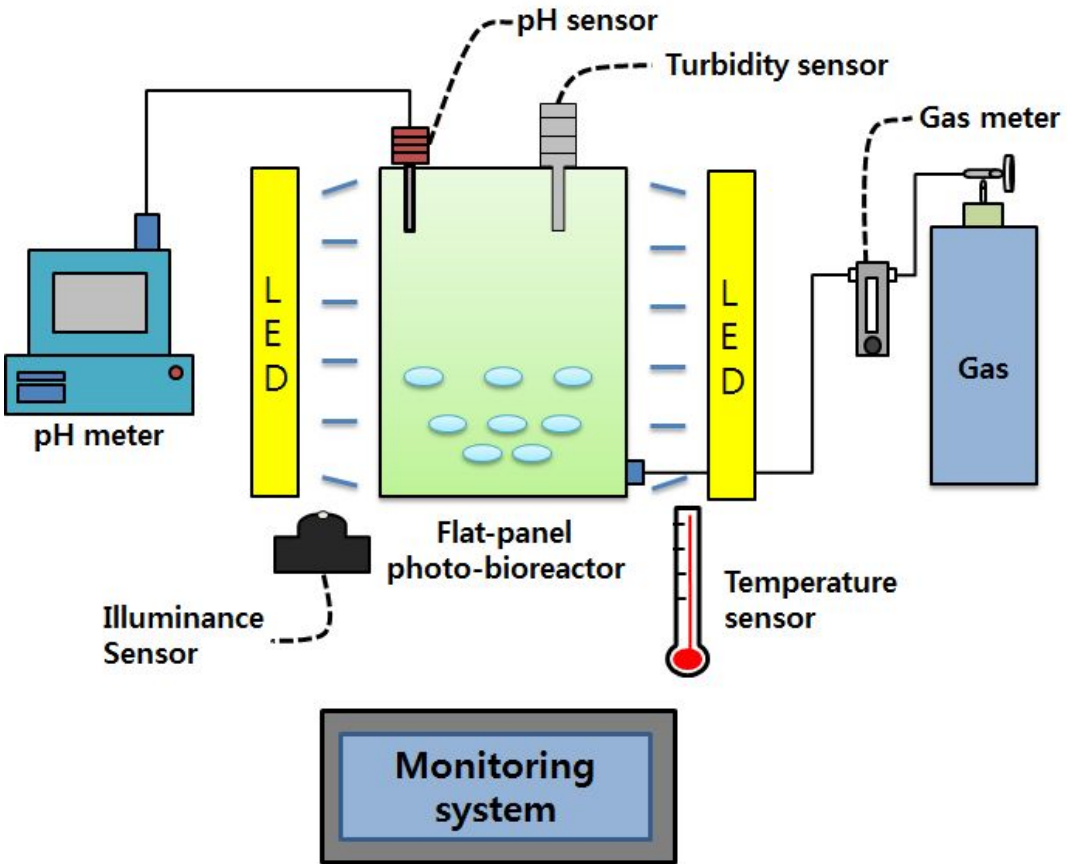


Fig. 2-2 Schematic diagram of flat panel bioreactor

제 3 절 성장곡선 모델링

1. 성장 곡선

50L 평판형 광생물반응기에서 *Dunaliella salina*를 16일 동안 회분 배양하고, 세포 농도와 광학밀도를 측정하여 Fig. 2-3에 나타내었다. 조류가 지수적으로 성장하기 때문에 log를 취하여 나타내었다.

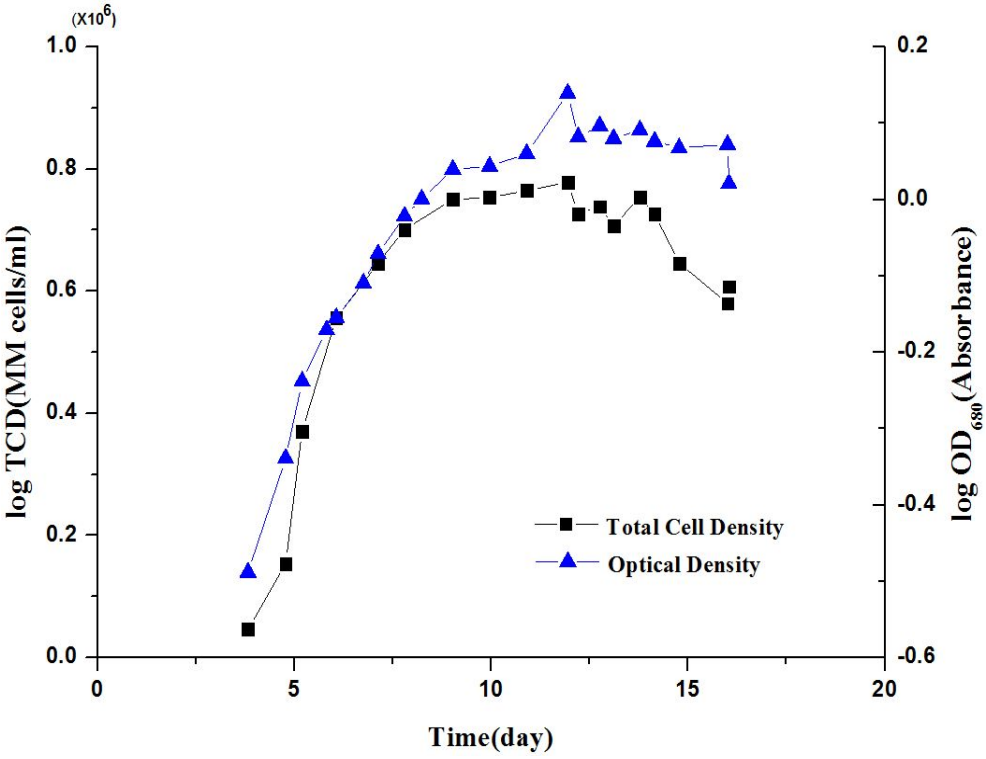


Fig. 2-3 Typical growth curve of *Dunaliella salina*

최대 세포농도는 6 × 10^6cells/mL 이고, 광학밀도는 1.37 이 측정되었다. 탁도법은 세포가 차지하는 체적의 양을 구하는 방법으로 탁도와 건조중량의 상관성을 이용하여 배양중인 바이오매스 농도(biomass concentration)를 판정할 수 있다[25].일반적으로 높은 농도에서 빛의 투과율이 떨어져 흡광도가 낮아지므로 OD 0.3 이상에서 비선형 특성을 보인다. 따라서 광학밀도와 건조중량의 관계를 Fig. 2-4 과 같이 3차 방정식을 이용하여 근사화 하였다[28-30]. 오차가 큰 측정데이터는 격리 처리 하였고 OD 1.2에서 1.45 g/L 의 바이오매스 농도가 측정 되었다.

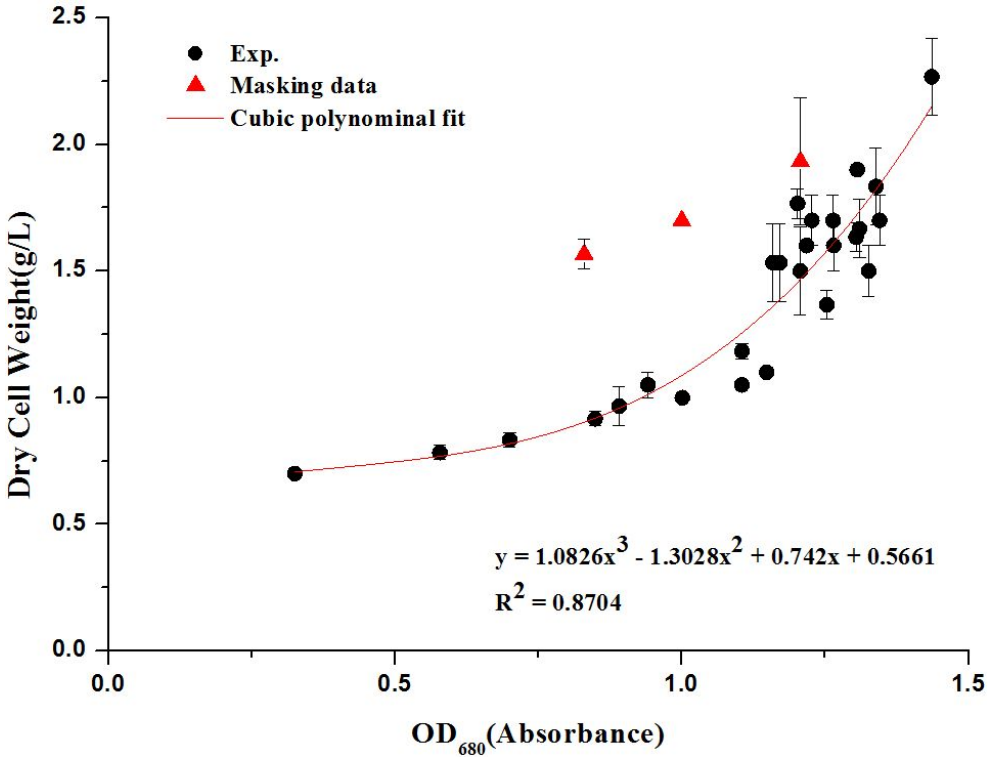


Fig. 2-4 Dry cell weight conversion from optical density

2. 회귀 모델

비구조(unstructured) 비분별(unsegregated) 모델을 사용하여 비성장속도(Specific growth rate)를 예측하였다. 비성장속도를 예측하기 위해 Table2-2 와 같이 Logistic, Gompertz, Baranyi model을 사용하여 성장모델을 근사화 하였다. 일반적으로 S 자형(sigmoidal shape)성장 곡석은 수학적 파라미터(a, b, c, …)를 포함하고 있기 때문에 생물학적 의미를 갖는 파라미터($A, \mu_m,$ and λ)로 수정하여 회귀분석 하였다[31-33]. Fig. 2-5 과 같이 Gompertz model 결정계수(R^2)는 0.990 로 성장 곡선을 가장 잘 근사화하였다. *Dunaliella salina*의 비성장속도(SGR_{avg})는 $0.62day^{-1}$ 이고, 최대 비성장속도(SGR_{max})는 $1.04day^{-1}$로 예측 할 수 있다.

Table 2-2 Unstructured and unsegregated sigmoidal regression model for biological growth curve [30-32]

Model	Equation	Biological parameter
Logist	$y = \frac{a}{[1+\exp(b-cx)}$	$y = \frac{A}{1+e^{[\frac{4\mu_m}{A}(\lambda-t)+2]}}$
Gompertz	$y = a \times \exp[-\exp(b-cx)]$	$y = Ae^{-e^{[\frac{\mu_m e(1)}{A}(\lambda-t)+1]}}$
Baranyi	$y = \mu_m A(t) - \ln(1+\frac{e^{\mu_m A(t)}-1}{e^A})$ $A(t) = t + \frac{\ln[e^{-\mu_m t}(1-e^{-\mu_m \lambda}) - e^{-\mu_m \lambda}]}{\mu_m}$	

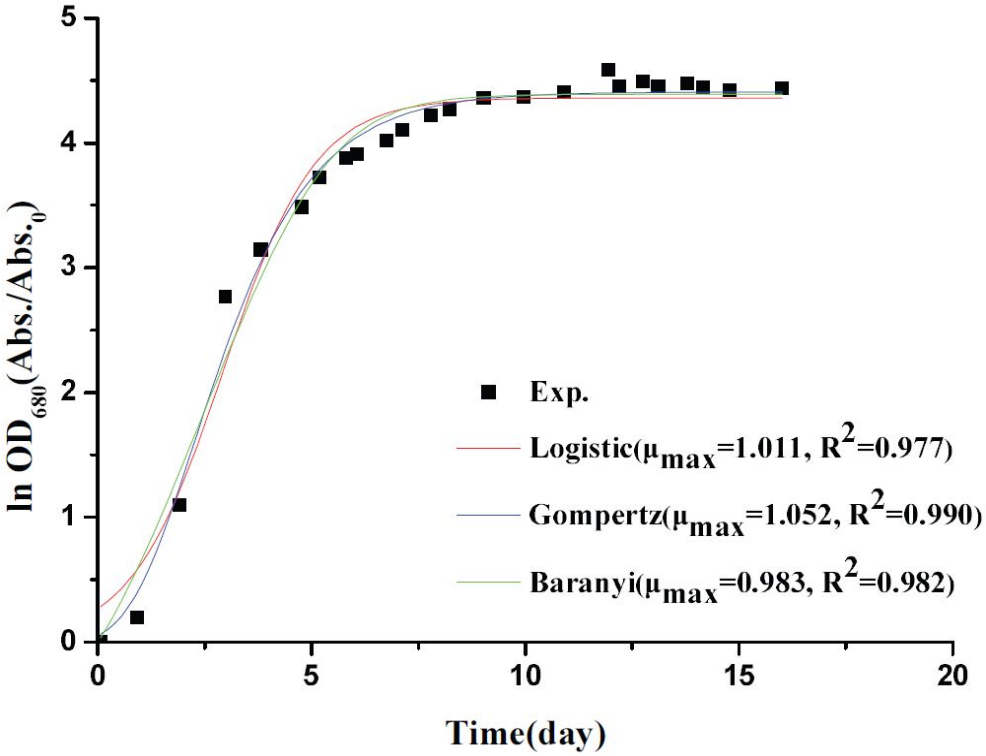


Fig. 2-5 Growth curve of *Dunaliella salina* fitted with Logistic, Gompertz, and Baranyi models

제 4 절 생물공정 On-Off 제어 알고리즘

연속배양법은 크게 키모스탯(chemostat)과 터비도스탯(turbidostat)으로 나뉜다. 키모스탯는 생장제한 물질을 포함한 새로운 배지의 공급을 조절하여 배양체를 지속적으로 생장시키는 연속개방형 배양체계를 말한다. 새로운 배지의 공급은 생장한 세포 및 사용한 배지의 유출량에 따라 적정하게 조절한다. 키모스탯는 세포외 조절형(영향제한형)에 속하며, 제한영향물질로서는 당이나 유기산 등의 탄소원, 암모늄이나 인산염, 아미노산(아미노산요구균의 경우)을 사용한다. 배출된 배지에는 미생물들과 함께 미생물들이 만들어낸 산물들이 포함되어 정제하여 유용물질을 만들 수 있다. 그러나 효율을 높이기 위해선 가급적 성장 속도와 대사 속도가 빠른 미생물을 이용해야 하며, 배양액의 실시간 출입으로 인한 오염 위험이 크다. 터비도스탯은 배양액 중의 균체 농도가 일정하게 유지되도록 배양액 공급속도 및 배출 속도를 제어하는 연속 배양방법으로 분광광도계로 미세조류 배양기의 탁도(turbidity)를 측정하여 균체 농도를 일정하게 유지시키는 배양체계를 말한다. 터비도스탯은 세포 농도와 용액(solution)에 첨가되는 기질(substrate)의 양에 관한 일차 미분방적식 으로 모델링할 수 있다. 회분식 성장곡선은 S자 형태를 취하며 Monod 식을 성장식과 기질소비 바탕으로 세포수율에 관한 식과 결합하면 식(1) 과 같이 예측할 수 있다. 여기서 x 생물농도, P 생산성, s 기질의 농도, D 희석률이며, Y 기질에 대한수율, A 최대 개체, $\mu(s)$ 비성장속도, λ 지체 시간을 나타낸 것이다.

$$x = \mu(s)x - Dx$$
$$s = \frac{-\mu(s)x}{Y} + D(S_0(t) - s)P = Dx \qquad (2\text{-}1)$$

단위시간에 대한 세포 농도의 변화량은 유출량과 생육량의 관계를 통해 구할 수 있다. 정상상태에서는 희석률과 비성장속도가 동일하다고 가정한다. Fig. 2-6는 터비도스탯 블록선도를 나타낸 것이다. 실시간 측정이 가능한 탁도법을 이용하여 세포농도를 추정하여 제어를 수행하였다. Fig. 2-7과 같이 Labview를 이용하여 프로그램 하였다.

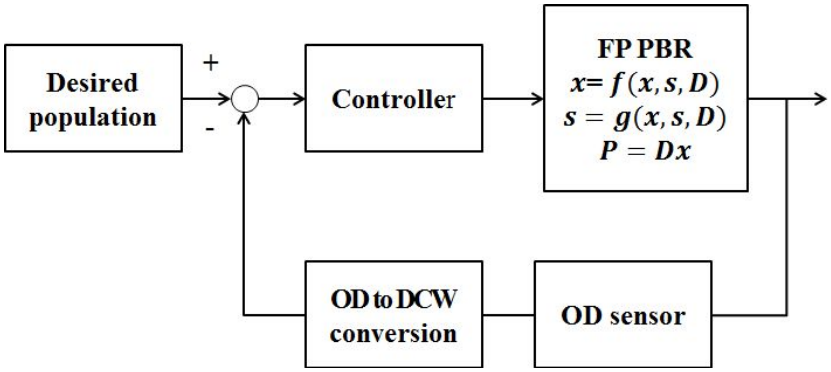


Fig. 2-6 Block diagram of turbidostat control system

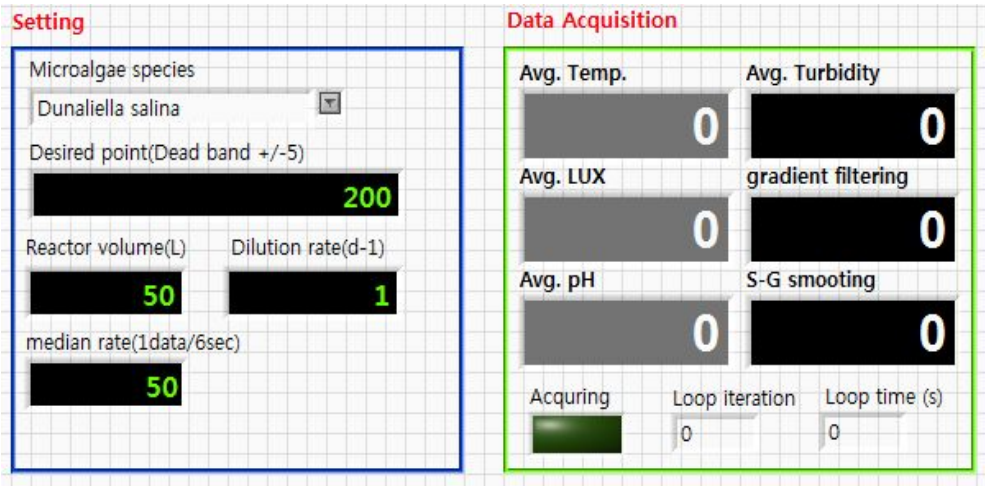


Fig. 2-7 On-off control program for continuous culture

제 5 절 신호처리 알고리즘

배양액내에 세포가 균질하지 못하게 존재하기 때문에 측정 신호의 변동(fluctuation)이 발생한다. 따라서 구간을 평균화 하여 신호를 샘플링하였다. Fig. 2-9과 같이 측정데이터의 추세를 반영할 수 있도록 기울기벡터를 이용하여 설정범위를 벗어난 이상신호를 제거하였고, Savizky-Golay 신호 평활법을 이용하여 센서 노이즈를 감소하였다. Savizky-Golay필터(S-G FIR filter)는 측정값을 중심으로 이동창(moving window) 내의 이전과 이후에 측정된 값(side points)을 최소자승법을 이용하여 다항식으로 보간 함으로써 잡음 신호를 제거한다[34].

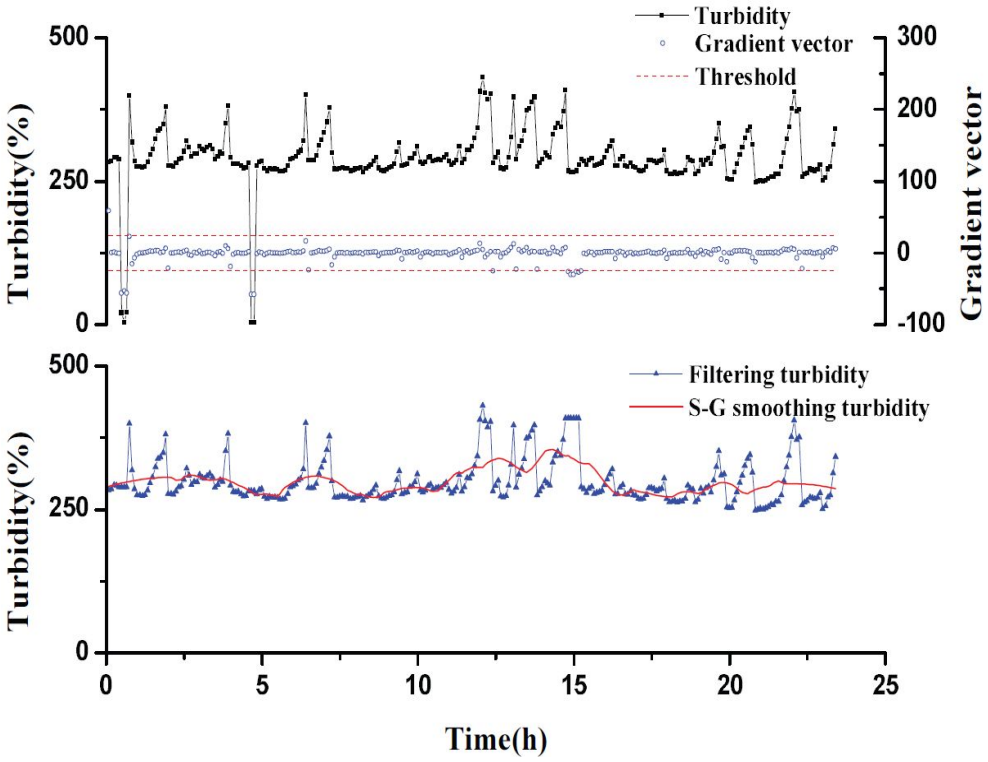


Fig. 2-8 Signal processing by gradient vector filtering and Savitzky-Golay smoothing methods

제 6 절 실험 결과

OD 1.2를 유지하며 연속배양하기 위해서 실시간 세포 농도측정이 가능한 탁도 센서를 이용하여 제어하였다. 탁도 신호를 제어 변수로 하였고, 조작변수는 연동펌프(peristaltic pump)의 작동 유무로 설정하였다. 펌프의 속도는 회분식 배양에서 Gompertz 성장 모델을 통해 예측된 최대 비성장속도 $1.0 day^{-1}$가 되도록 12.2RPM으로 설정 하였다. 7일 동안 터비도스탯 연속 배양하고, 측정 결과를 Fig. 2-10 에 나타내었다.

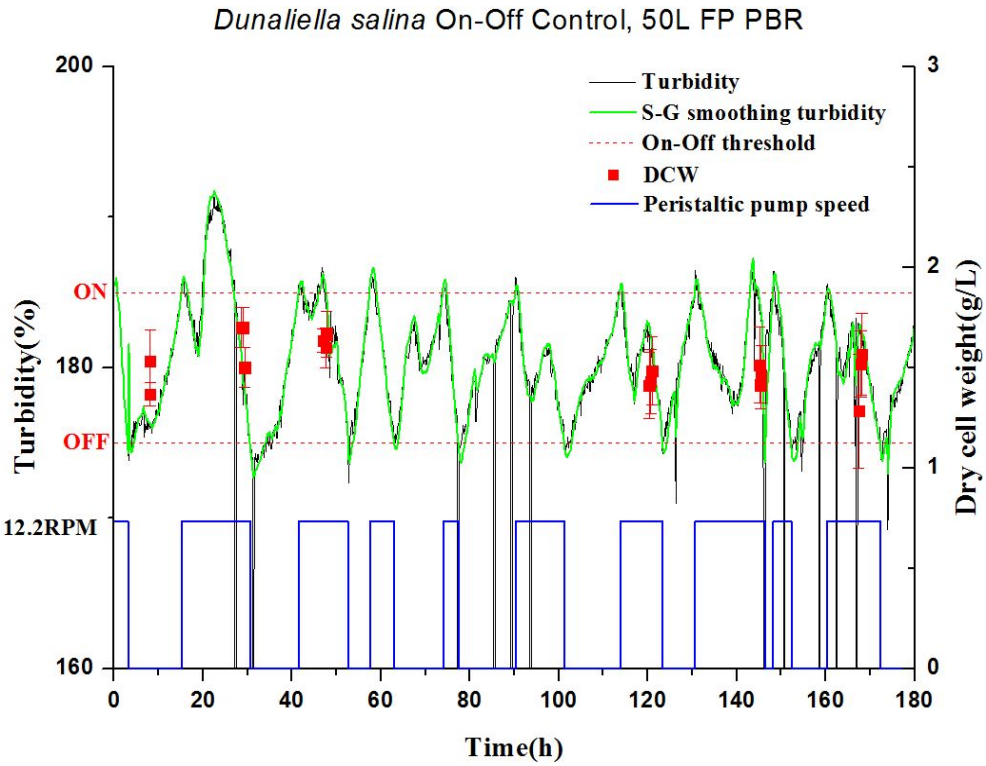


Fig. 2-9 On-Off control of continuous turbidostat culture for *Dunaliella salina*

신호 처리를 하지 않은 경우에 비해 펌프의 작동 횟수가 감소하였고, *Dunaliella salina*의 건조 중량은 1.3 ~ 1.7g/L 를 유지하였다. 환경 변화에 따른 제어기 구동 특성을 확인하기 위해 Fig. 2-11 와 같이 온도와 pH 변화를 주었다. 환경 변화에 따라 성장속도의 차이를 보였으나 설정 범위를 유지하였다. 광학밀도는 평균 1.25 가 측정되었으며, 건조중량은 평균 1.52g/L 가 측정되었다. Fig. 2-3 의 광학밀도와 건조중량이 상관식을 통해 산출한 1.57g/L 와 유사한 결과를 보였다. 듀티 사이클은 53%로 측정되었고, 오버슈트(overshoot)는 2.9 ~ 6.5%, 언더슈트(undershoot)는 0.2~1.3%가 발생하였다.

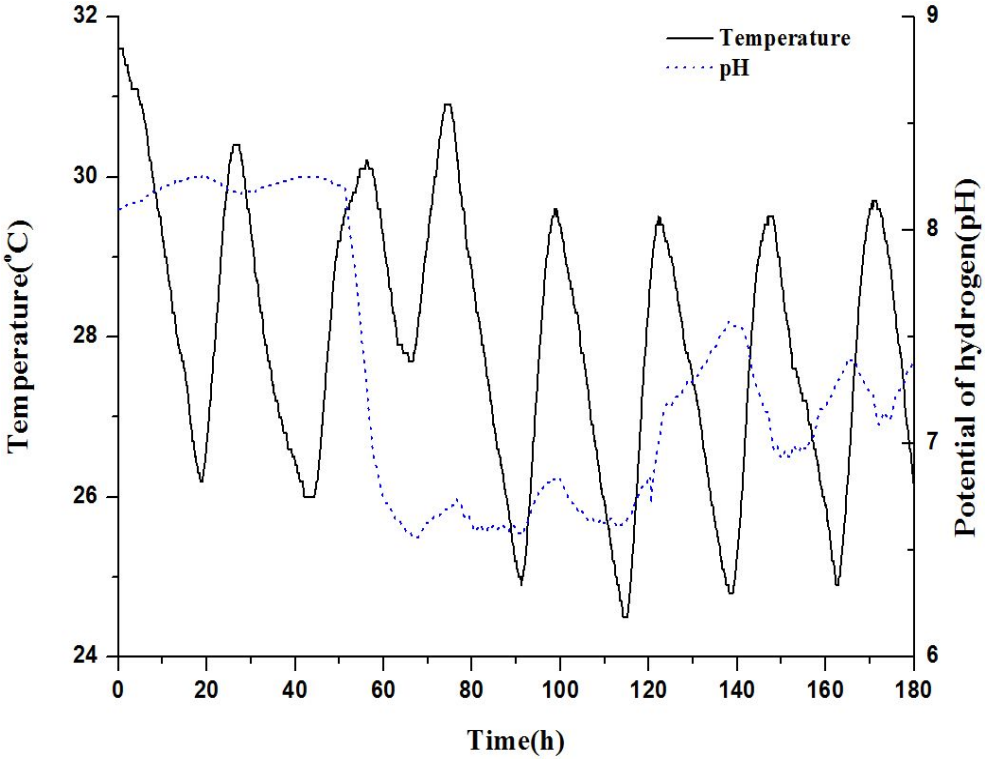


Fig. 2-10 Environment monitoring during on-off control of continuous turbidostat culture for *Dunaliella salina*

제 3 장 평판형 광생물 반응기의 대용량화

제 1절 미세조류 배양 주요변수

미세조류의 성장에는 크게 빛(광원 및 전달과 분포), 기체(이산화탄소와 산소) 전달, 영양분의 유지가 필요하며[35], 2차 대사물의 축적이나 상호 간섭 등 생물적, 공간적 제한 요소들도 고려되어야 한다[36]. 광생물반응기(photobioreactor)에서 미세조류를 배양할 때 고려할 3가지 주요변수는 Fig. 3-1 과 같이 광전달(light transfer), 반응기의 내부 매체들의 유체역학적특성(fluid dynamics) 및 대사 반응(metabolic reaction)이다[37]. 설계시 위 주요변수와 관련된 구성 부품 요소들을 고려해야 광생물 반응기의 성능과 특성을 결정할 수 있다. 본 연구에서는 200L급 평판형 광생물 반응기(flat panel photo bioreactor)를 개발 하였으며 대용량화로 인한 변형 최소화 설계를 하였다.

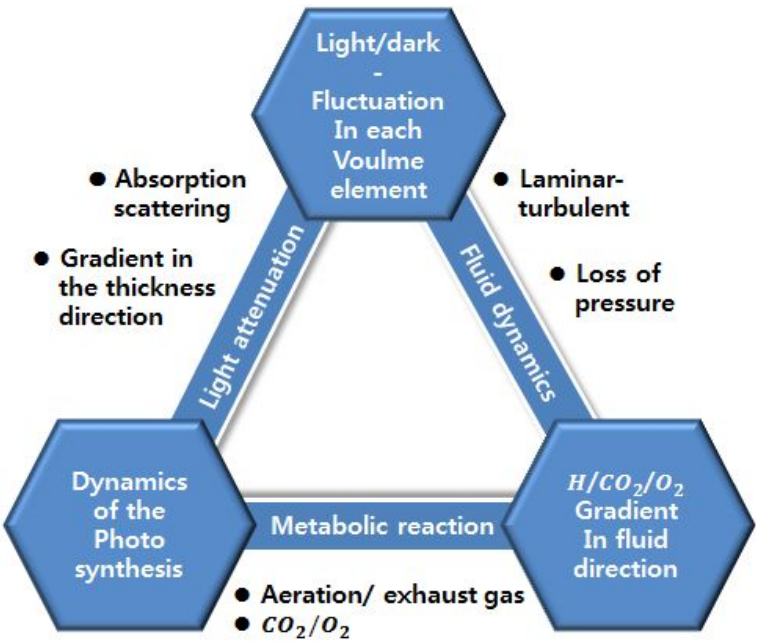


Fig. 3-1 Parameters for the cultivation of microalgal in the photobioreactor[37]

제 2 절 재료 특성 실험

빛은 Fig. 3-2과 같이 반응기 케이스 의하여 빛의 반사, 흡수 및 투과 현상이 일어난다. 미세조류 생장에 빛은 아주 중요한 요인이기 때문에 광생물반응기 케이스 설계 시 빛이 표면을 통과하여 광생물반응기 내부로 전달되는 양을 고려해 투과율이 높은 재료를 선정하여야 하며 성형이 용이한 재료를 선택해야 한다. 따라서 투과율이 좋고 비교적 성형이 쉬운 플라스틱 재료를 고려하였다.

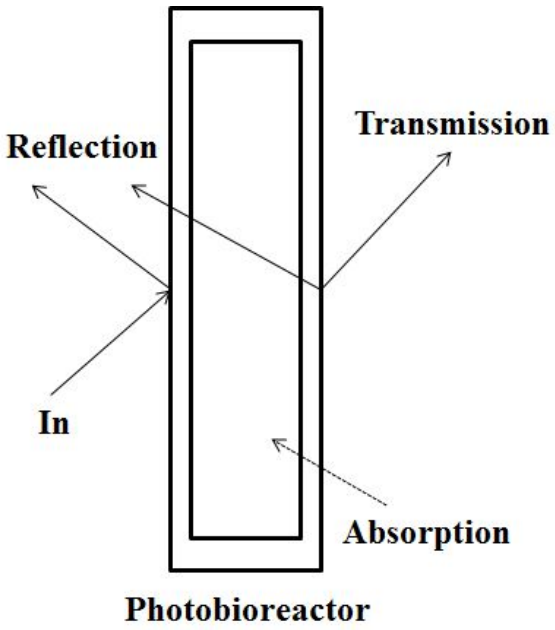


Fig. 3-2 Illustration for reflection, absorption and transmission of light in the photobioreactor[38]

Table 4-1 에 여러 가지 투명 플라스틱 재질의 물성치를 비교하여 나타내었다. 비교 결과 PMMA가 빛 투과율이 가장 좋았지만 신율이 낮아서 반응기 케이스가 정수압에 의해 파손될 위험이 있기 때문에 반응기 케이스의 재질을 폴리카보네이트로 결정하였다. 케이스의 두께는 10mm로 결정하였고 분광광도계를 이용하여 KSM ISO13468(plastics determination of total luminous transmittance of transparent materials)참고하여 380~780nm 사이에서 5nm간격으로 측정 하였다. Fig. 3-3 은 폴리카보네이트의 투과율을 나타낸 것이다. photosystemⅡ(PSⅡ)[40]관련하여 680nm에서 평균 가시투과율 각각 80~84% 측정되었다.

Table 3-1 Properties of different plastic material[39]

Material	Tensile strength (kgf/cm^2)	Elongation (%)	Heat distortion temp(℃)	luminous transmittance
ABS	430~450	60~80	87~92	88~90
PMMA	650~670	6.0~8.0	92~97	92~94
PET	448~632	4.5~8.6	220~280	89
A-PET	540~560	100~120	64~69	82~84
PC	630~650	90~110	132~137	85~91

ABS : Acrylonitrile Butadiene Styrene
PMMA : Poly Methyl Methacrylate
PET : PolyEthylen Terephthalate
A-PET : Amorphous PET
PC : Polycarbonate

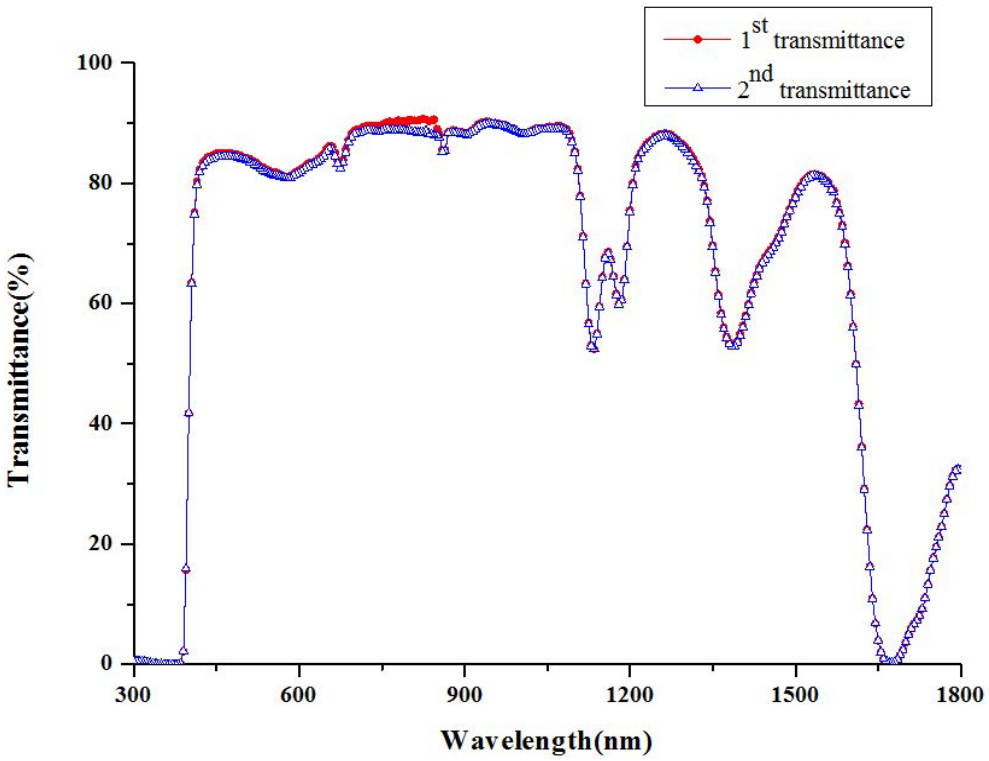


FIg. 3-3. Transmittance of polycarbonate panel

제 3 절 리브 설계

200L급 평판형 광생물 반응기의 내부구조는 혼합가스를 주입할시 교반이 원활하게 이루어 질수 있도록 내부구조물을 설치하였고 하단부에 일정한 간격의 미세기공을 갖는 기포주입기를 설치하였다. 균주의 배양조건을 실시간으로 측정하기 위해 탁도센서, PH 센서, 조도센서, 온도센서를 반응기에 설치하였다. 반응기의 규모가 커질수록 반응기 내부의 정수압증가로 인한 반응기케이스에 휨 변형이 발생하게 된다. 정수압은 Fig. 3-4 같이 삼각형 분포하중으로 작용한다. 정수압으로 인해 발생하는 최대 굽힘 모멘트 위치에 리브를 추가하여 평판형 광생물 반응기의 정적 구조해석을 실시하였다.

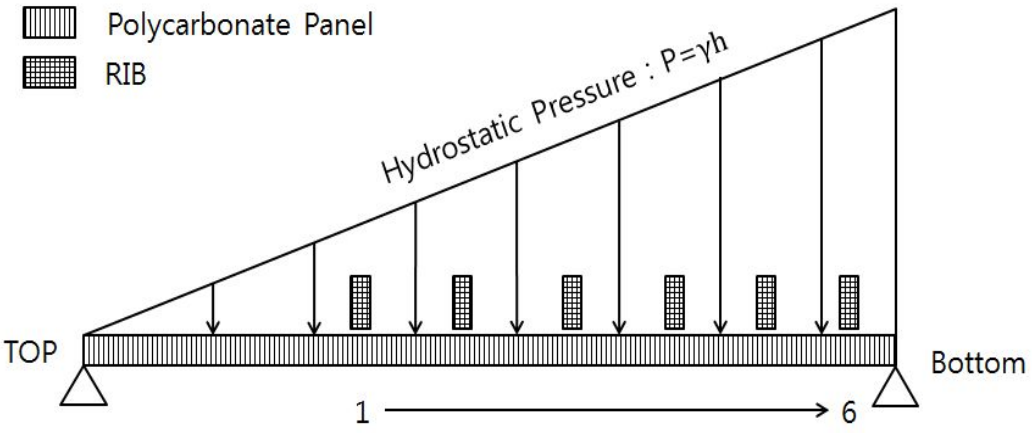
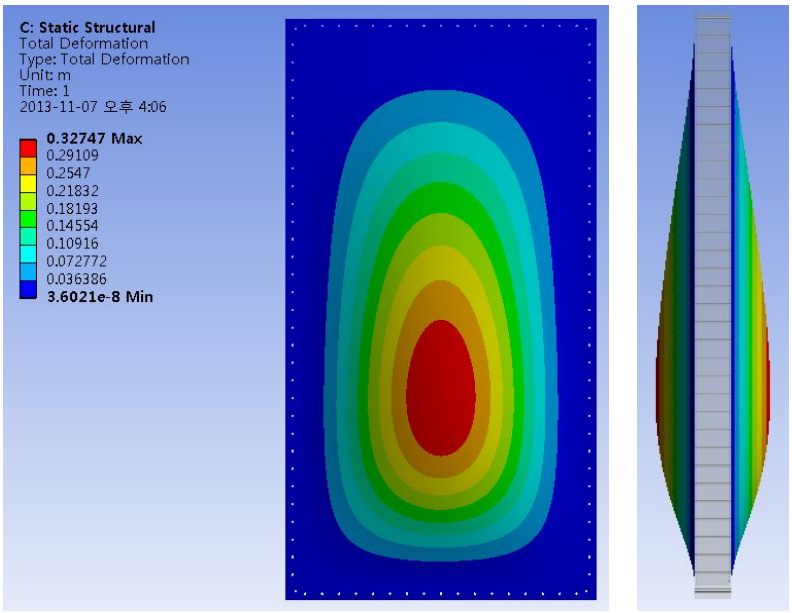


Fig. 3-4 Initial and boundary conditions for structural analysis of FP PBR

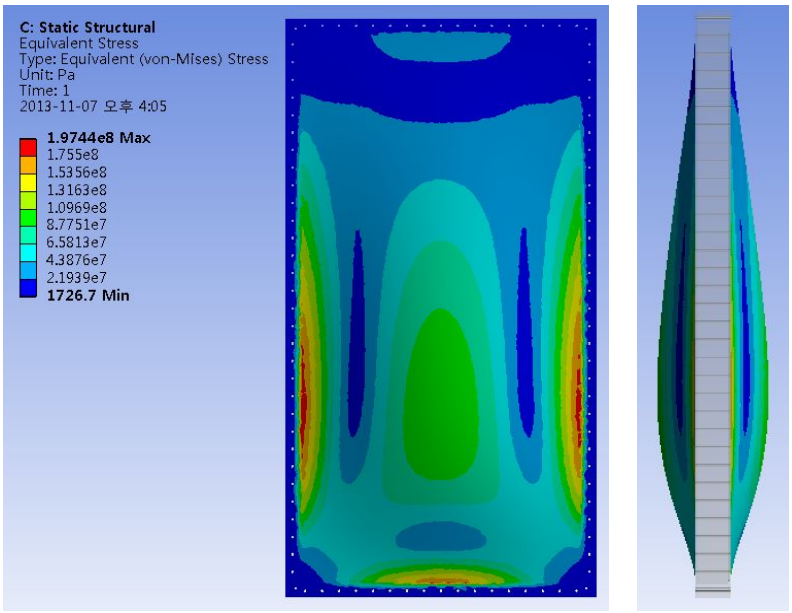
만능재료시험기를 이용하여 평판형 광생물 반응기 케이스 재료인 폴리카보네이트와 리브의 재료인 304SS의 인장시험을 실시하였다. 실험실시 기준은 KSM ISO7391-2(플라스틱 폴리카보네이트(polycarbonate)성형 및 압출재료-제2부 : 시험편 및 특성 결정 준비), KSM3006(플라스틱의 인장 특성 결정), KSB0801(금속 재료의 인장 시험을 위한 시험편), KSB 0802(금속 재료의 인장 시험 방법) 이용하여 실험을 실시하였다. Table3-2은 각 재료의 인장실험 따른 재료의 성질을 보여주고 있다. 폴리카보네이트와 304SS의 항복 응력은 각각 63MPa 과 403MPa로 나타났다. Fig. 3-5는 Fig. 3-4 와 Table 4-2의 데이터를 기초로 리브를 설치하지 않은 반응기 모델을 정적 구조해석을 실시한 결과이다. Fig. 3-5에서 보이는 것처럼 반응기에 사용되는 폴리카보네이트 판의 최대 변형과 최대 응력은 각각 327mm와 197MPa로 나타났으며 형상이 크게 변형되어 안정적인 설계가 되지 못한다. 따라서 리브를 설치하여 반응기의 안전성을 높였다.

Table 3-2. Material properties of polycarbonate and 304SS

Parts	Transparent panel	Rib
Material	Polycarbonate	304SS
Design parameter	Thickness : 5mm	Thickness : 9mm Height : 50mm
young's modulus(GPa)	2.41	190
Poisson's ratio	0.39	0.29
Yield strength(MPa)	63	403
UTS(MPa)	63	627



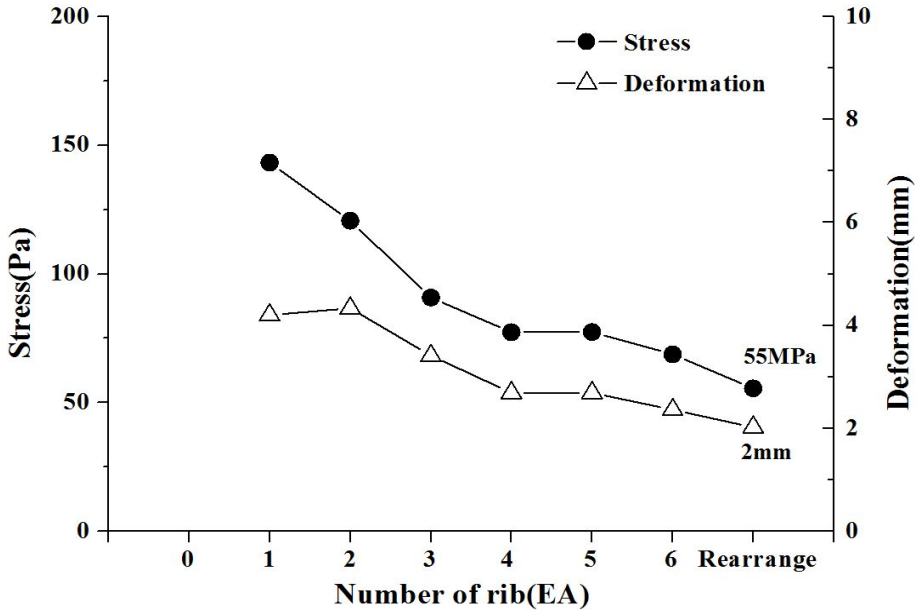
(a) total deformation



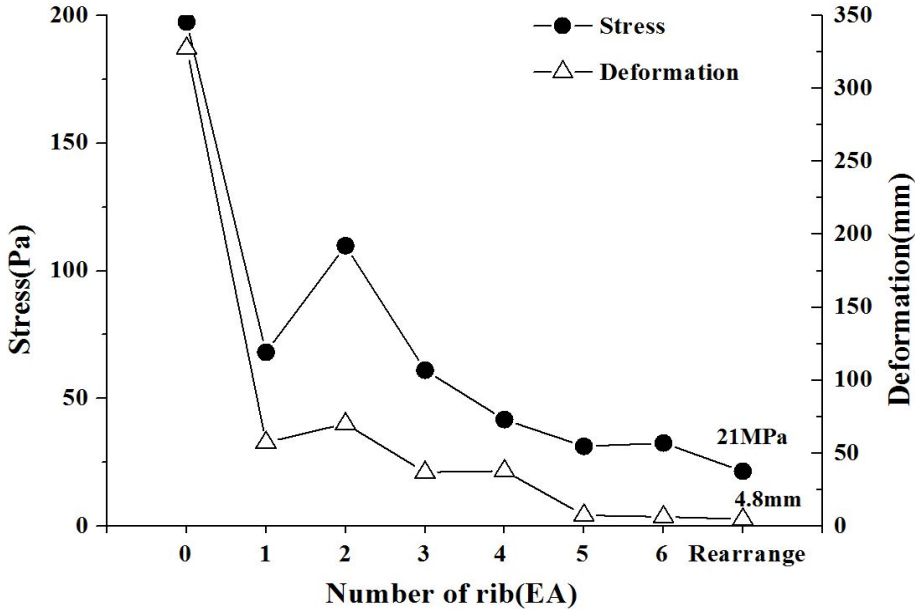
(b) equivalent stress

Fig. 3-5 Structural analysis of resulted design candidate

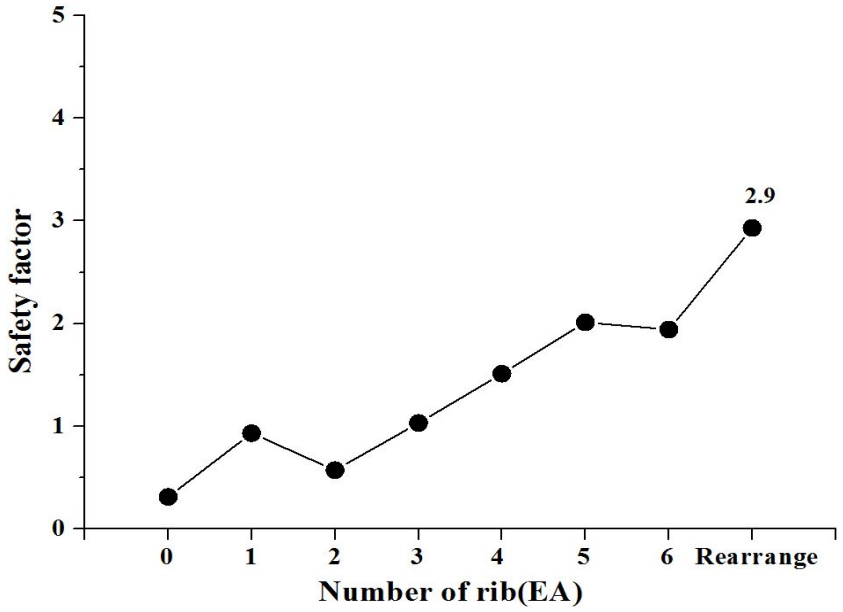
Fig.3-6 광생물반응기로 부터 리브를 순차적으로 증가시켜 정적 구조해석을 실행하여 최대 변형, 최대 응력, 안전계수를 구하였다. 리브를 추가할수록 최대 변형과 최대 응력이 점점 감소하였으며 리브를 5개 추가할 때부터 폴리카보네이트 변형 기울기가 줄어드는 것을 볼 수 있다. 6개의 리브를 추가한 후에 리브의 위치를 재배열 하였다. 그 결과 리브와 폴리카보네이트의 변형이 각각 2mm, 4.8mm로 감소하였고 안전계수가 2.9가 되었다. 이러한 결과로부터 리브의 위치와 수를 결정할 수 있다. 목적 중심 최적화(Goal Driven Optimization, GDO)을 이용하여 정수압과 높은 세포밀도를 고려한 리브의 높이, 두께 폴리카보네이트 판의 두께를 설계했다.



(a) stress and deformation of rib



(b) stress and deformation



(c) safety factor

Fig. 3-6 Structural analysis of PBR caused by hydrostatic pressure according to the number of rib

제 4 절 설계 최적화

4.1 의사결정 지원 시스템

의사 결정 지원 과정(decision support process)는 목표기반, 가중치 및 집계기반 순위 설계 기술이다. GDO의 목적 방정식은 다음과 같이 주어진다[41]. 정해진 n입력변수, m출력변수, 타켓 개체, 목적의 수집은 단일 가중치 목적함수ϕ의 결합이다. ϕ의 값이 적으면 좋은 디자인을 나타낸다. 디자인 포인트의 의사임의(quasi-random) 균일 샘플링은 Hammersley 알고리즘에 의해 수행되며, 샘플은 ϕ의 오름차순으로 정렬된다. 여기서, N_i, P_f 일반적인 목표 입력값, M_j일반적인 목표 출력 값을 나타내며 각각의 w_i, w_j, w_f는 가중치를 나타낸다.

$$\phi = \sum_{i=l}^{n} w_i N_i + \sum_{j=l}^{m} w_j M_j + \sum_{f=l}^{l} w_f P_f \tag{3-1}$$

일반적인 표준 목표는 :

$$N_i = \left(\frac{|x_t - x|}{x_u - x_l} \right)_i \tag{3-2}$$

$$M_j = \left(\frac{|y_t - y|}{y_{\max} - y_{\min}} \right)_j \tag{3-3}$$

$$P_f = \left(\frac{|x_t - x|}{x_{\max} - x_{\min}} \right)_f \tag{3-4}$$

4.2 목표 중심 최적화

평판형광생물 반응기(Flat Panel Photo BioReactor, FP PBR)의 대용량화에 대한 설계 변수의 영향을 조사하기 위해 GDO를 실시하였다. 초기 모델의 생성과 매개변수가 정의되면, 다음 단계는 반응표면을 만드는 것이다. 실험계획법(design of experiments)에 기반을 두어 생성된 디자인은 중심합성계획법(Central Composite Design, CCD)에 갱신하여 해법을 위한 해석 시스템을 찾는다. CCD는 $2^{n-F}+3+2(n-1)$ 디자인 포인트의 합계를 사용하였다[42]. 설계 공간은 입력변수 각각에 대해 교려해야할 최소 및 최대 값을 제공하여 정의하였다. Table3-3 은 FP PBR에 대한 GDO의 입력조건을 보여준다. 디자인 변수는 리브의 높이 및 두께, 폴리카보네이트의 두께가 있고 출력 변수는 최소 안전계수 및 최대 응력, 최대 변형이 있다. CCD에 갱신한 디자인 포인트는 27이다.

GDO은 최적의 설계를 샘플세트에서 얻을 수 있는 다중목적 최적화기법이다. GDO의 선별 방식은 Hammersley 알고리즘을 기반으로 유사 난수 생성기에 의해 비반복적 직접 샘플링 방법(non-iterative direct sampling method)이다. GDO시스템이 도입되면, 최적화 해석를 위해 최적화 방법 및 목표를 설정해야한다[43]. 선별 샘플링 방법을 통해 추천하는 3개의 후보를 Fig. 3-7과 Table 3-4에 나타냈다.

Table 3-3. Input conditions of goal driven optimization for FP PBR design

Parts		PC panel	Rib
Input variables	Thickness	5~10mm	9~12mm
	Height	-	50~60mm
Output variables	Max Deformation	≤ 2mm	
	Max. Stress	Minimize	
	Min.SF	≥ 2	
DOE	Type	Central Composite Design	
	Design points	27 EA	

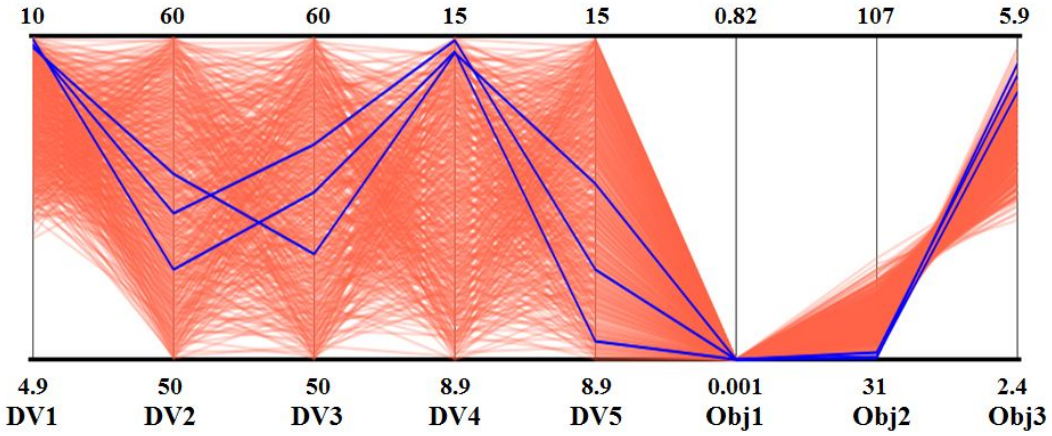


Fig. 3-7 Samples chart of design candidates by screening sampling method

Table 3-4. The best three candidate points

	Design variables	A	B	C
DV1	PC panel thickness	9.8475	9.9725	9.8725
DV2	Rib(1-3) height	55.776	52.808	54.526
DV3	Rib(4-6) height	53.302	55.208	56.69
DV4	Rib(4-6) thickness	14.688	14.736	14.928
DV5	Rib(1-3) thickness	12.279	9.359	10.687
Obj1	Max. deformation(m)	0.0013	0.0016	0.0014
Obj2	Max. stress(MPa)	32.302	33.302	32.048
Obj3	Min. Safety factor	5.3802	5.5653	5.6887

위의 최적화 과정의 결과에서 최적 설계 조건은 입력 매개 변수에 대하여 출력 매개 변수의 상대적 영향에 대한 정보를 제공하는 민감도 분석에 의해 결정되었다. Fig. 3-8보면 안전계수는 폴리카보네이트의판 두께, 리브3, 4, 5는 낮은 높이 및 두께에 민감했다. 등가응력의 민감도는 폴리카보네이트 판과 리브사이의 접촉면적에 집중되면서 두꺼운 리브가 FP PBR의 최대 등가응력을 감소시켰다. FP PBR의 총 변형은 폴리카보네이트 판의 두께에 가장 민감하였고, 리브의 변형은 일반적으로 리브두께보다 리브의 높이에 의해 영향을 받는다. 그러나 Fig. 3-8 에 표시된 민감도 분석 결과로 반응기 변형은 리브의 높이와 두께 사이에서 큰 차이가 없었다.

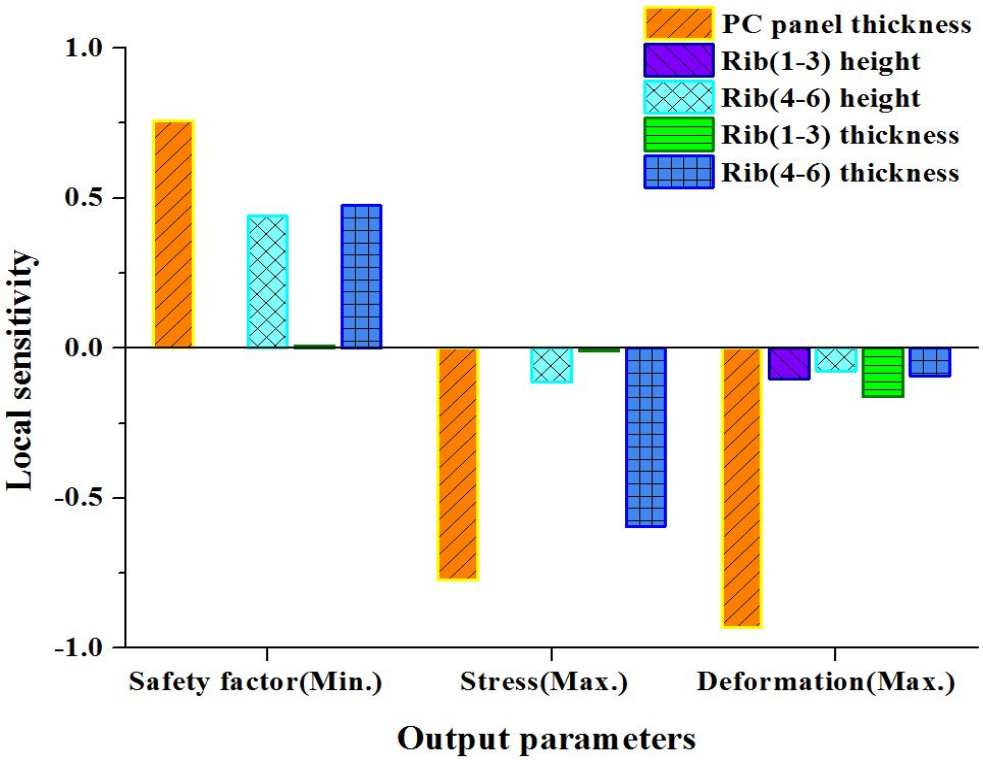
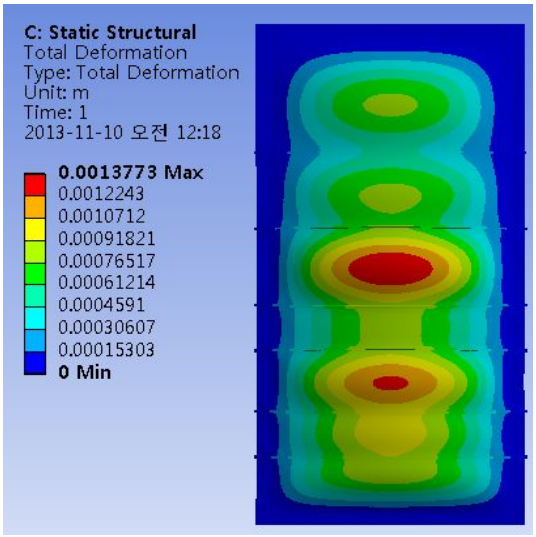
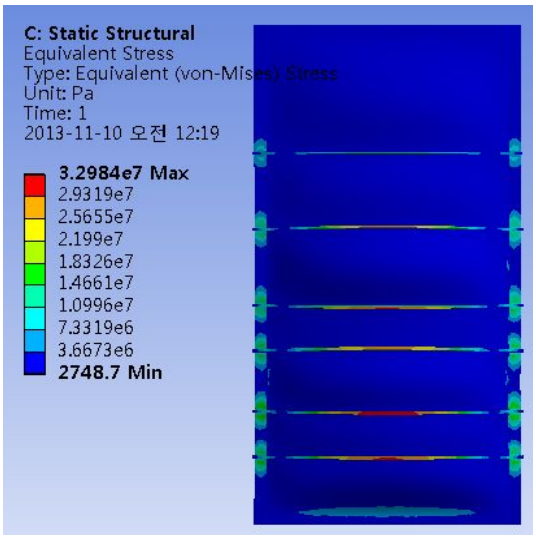


Fig. 3-8 Local sensitivity of each output parameter with respect to the input parameter

위의 분석을 통해 PBR의 대용량화를 위한 설계 후보를 기반으로 GDO의 심사 샘플링 방법을 통해 결정 하였다. Fig. 3-9 과같이 결과 설계안을 사용하여 구조해석을 실행하였다. 그 결과 총 변형은 1.4mm 이고 최대 등가응력은 33MPa로 추정되었다.



(a)



(b)

Fig. 3-9 Structural analysis of resultant design candidate: (a) total deformation; (b) equivalent stress

4.3 볼트 연결부

FP PBR기의 조립에 필요한 볼트 수는 수식(5)으로 계산 하였다[44]. 여기서, N 필요한 볼트 수, W 총 설계 하중, A_s 응력 단면, Y 항복 응력, z 너트의 높이를 뜻한다. 안전계수를 2로 할당 할 경우, 적어도 82개의 볼트가 필요하였다. 88×M8볼트는 200L FP PBR의 대칭을 교려하여 선정되었다. Fig 3-10 은 구조 분석을 하여 볼트 연결에 따라 반응기의 응력 분포를 보여줍니다. 리브의 위치와 반응기의 하단 프레임 에 응력이 집중되었으며, 최대 볼트 체결력은 $2.0\times10^{-2}mm$ 이다. 88개 볼트의 허용 체결력이 $7.4\times10^{-2}mm$ 이기 때문에 반응기를 고정하기에는 충분했다.

$$N=\frac{W}{YA_s}\times S.F.=\frac{W}{Y\cdot\frac{\pi(d^2-d_1^2)}{4}\cdot z}\times S.F. \tag{3-5}$$

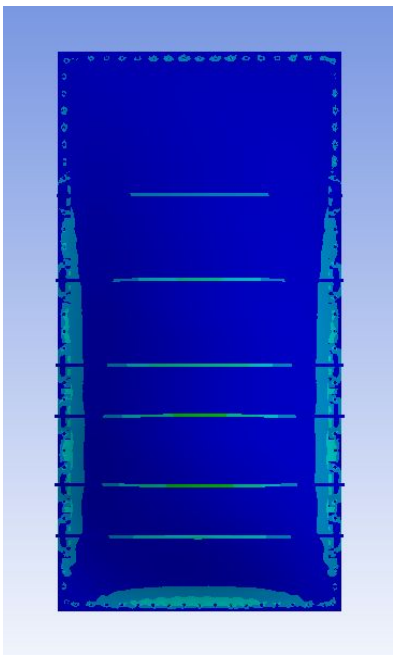
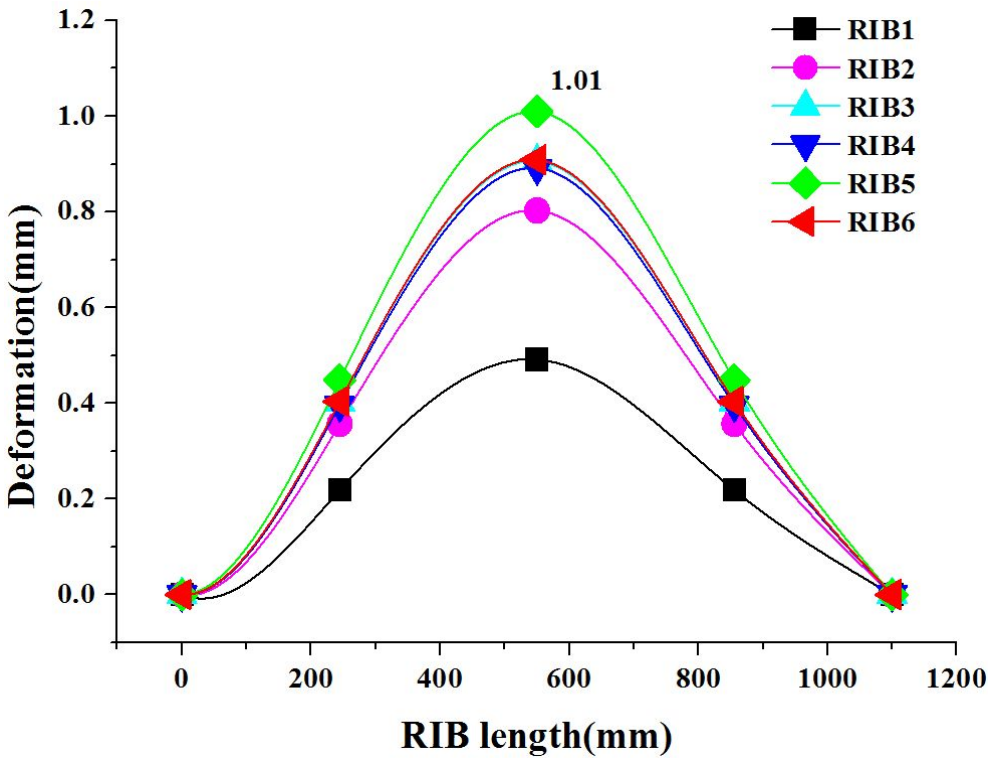


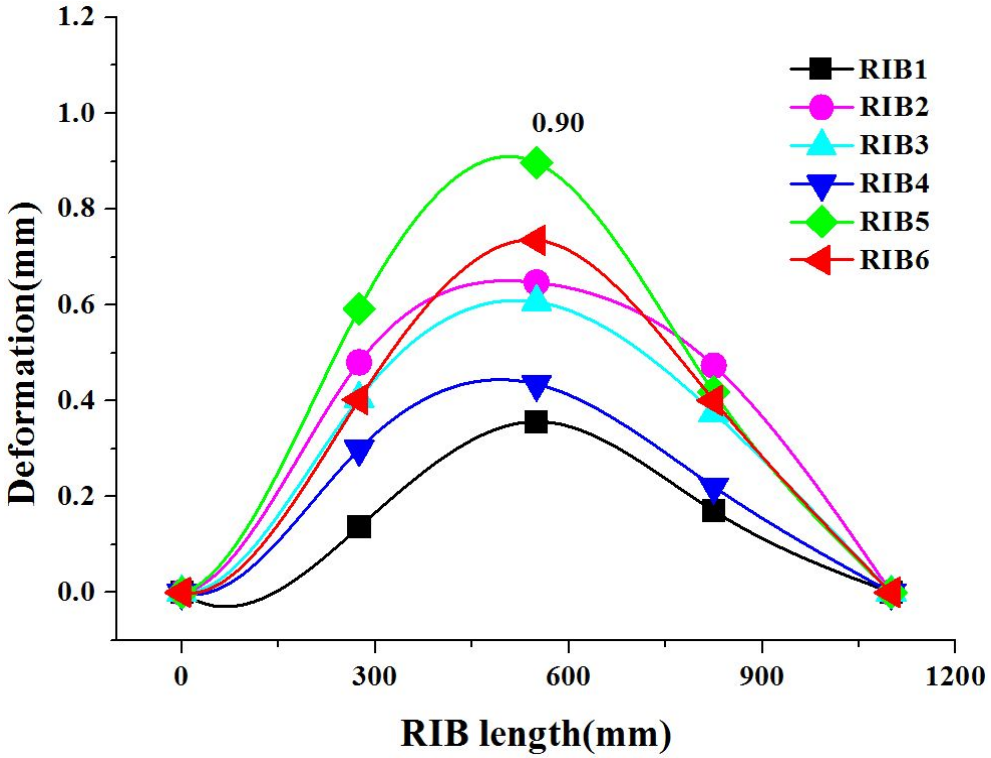
Fig. 3-10 Stress distribution of 200L FP PBR under bolted connection

4.4 리브의 변형

구조 분석의 결과는 리브의 변형을 측정하여 평가 하였다. 우리는 *Chlorella sp.*를 배양하는 평판형 광생물 반응기의 리브의 변형을 100여일동안 반복적으로 측정하였다. Fig. 3-11을 보면 시뮬레이션과 실험의 결과는 반응기의 상단의 리브5에 최대 변형이 일어난다. 시뮬레이션에서 리브의 최대 변형은 1.0mm이고 실험에서는 0.9mm로 측정되었다. 반응기의 상단에서 4번째 리브의 경우, 구조 해석 과 다른 결과를 보여주었다. 이러한 결과는 물질 전달과 반응기에 설치된 장치로 인한 난류에 의해 발생된 것으로 예상 된다.



(a) simulation results



(b) experimental results

Fig. 3-11 Deformation of ribs

제 4 장 광생물 반응기의 산소전달비

제 1 절 생물공정

생물공정(bioprocesses)은 일반적으로 이용하는 배양방법은 회분식, 유가식, 휴지세포, 연속식으로, 최적화 조건(영양소 및 바이오매스의 농도, 온도, pH, 압력, 혼합)에서 실시한다. 미생물의 대사활동 및 다른 현상이 동시에 일어나기 때문에 전체 물질 전달 속도를 측정하기가 쉽지 않다, 생물 반응기 등의 유형에 따라서, OTR(Oxygen Transfer Rate)는 기체 및 액체의 물리적 특성, 운전 조건, 생물 반응기의 기하학적 매개변수에 의해 또는 세포에 의해 산소의 소비, 바이오매스의 존재에 의해 영향을 받는다. Fig. 4-1은 생물 공정의 여러 수준에서 OTR에 영향을 미치는 다양한 요소의 개략도이다. 생물공정에서 동시 전송(simultaneous transport) 및 여러 화학종의 생화학 반응을 포함하고 있다. 때때로, 생화학 반응의 신진 대사속도보다 상당히 높은 비율로 세포기질의 절달이 발생한다. 이 경우, 기질전환의 전반적인 속도는 생화학 반응의 반응속도에 의해 결정됩니다. 기체상의 종들이 액체로 흡수 반응 할 때, 흡수종의 농도프로파일의 변경은 화학 반응 및 흡수 속도에 따라 향상 될 수 있다[45]. 발효액에서 산소 흡수는 반응 액체에 기체의 흡수로 간주 될 수 있으며, 산소는 부유미생물에 의해 소비되고, 따라서 산소의 질량 전달 속도의 향상이 일어날 수 있다[46-49]. 특정 가스 흡수 속도의 증가는 계면 면적 당 단위 및 추진력 당 단위이고 따라서 분산상의 존재 미생물, 강화요인E의 특징이라 할 수 있다.

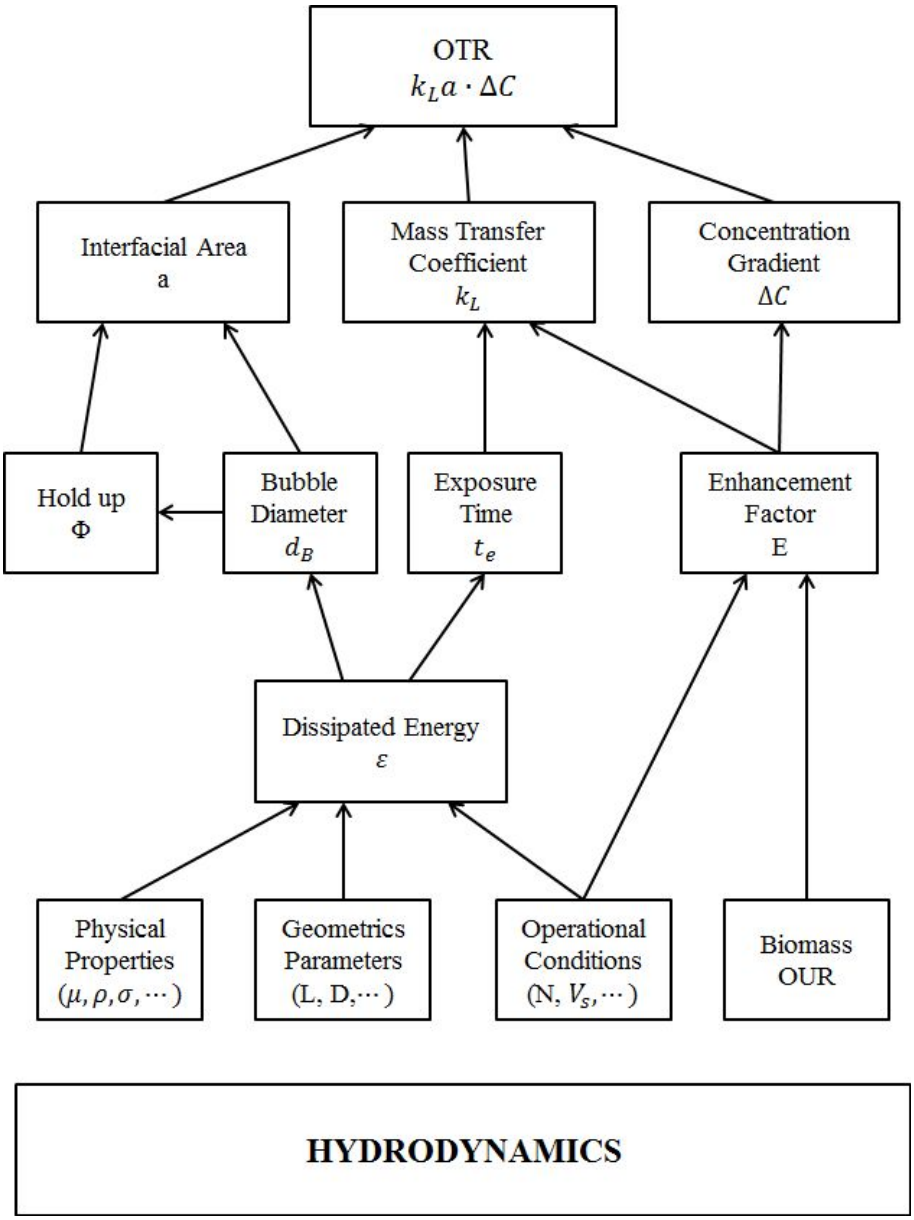


Fig. 4-1 Relationship between OTR, volumetric mass transfer coefficient, and hydrodynamic parameters in bioreactors at several levels[49]

제 2 절 산소전달속도

호기성 생물 공정 중에 산소는 고체입자로 간주 될 수 있는 세포의 내부 산화적 인산화 사이트에 궁극적으로 액체상 상승가스 버블으로부터 전달된다. Fig. 4-2와 같이, 저항 및 스텝수로 공기방울로부터 세포로 산소의 운반을 표현 할 수 있다. 버블 주위의 액체 필름 저항은 일반적으로 전체 전달 속도를 제어 할 수 있다.

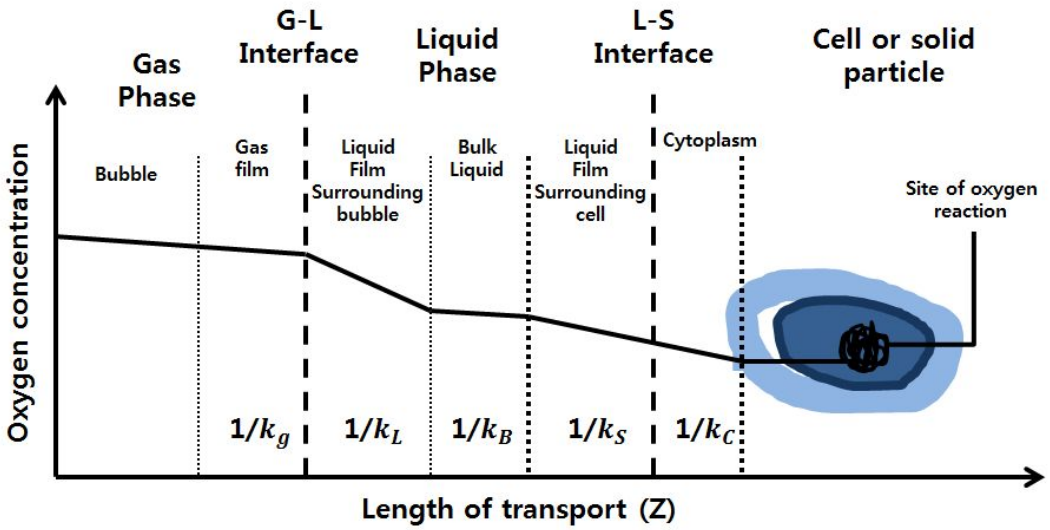


Fig. 4-2 Steps and resistances of oxygen transfer from gas bubble to cell[50]

제 3 절 이중막 이론

기체전달의 매커니즘 중 가장 많이 쓰이는 것은 이중막 이론(Two-film theory)이다. 이론은 기-액 경계면에 두 개의 막이 존재한다는 물리학적 모델에 근거를 두고 있다. 즉, 기체(산소)전달에는 세 개의 물질전달저항이 존재함을 알 수 있는데, 하나는 기상과 기-액 계면에서의 기체필름 저항이고 다른 하나는 기-액 계면에서의 계면 저항 그리고 계면과 액상 사이의 액체필름 저항으로 구분할 수 있다.

총괄산소전달저항은 이러한 각 개 저항의 합과 같고, 각 저항의 상대적인 값은 액의 조성과 밀도, 기-액 접촉면 현상에 따라 달라진다. 그러나 보통 기포의 크기가 작고 기상은 충분히 혼합되어 있다고 보기 때문에 다른 저항 에 비하여 기체필름 저항은 무시되며, 또한 기포면 에서의 산소농도나 기포 내 에서의 농도는 같기 때문에 기-액 계면 저항도 무시된다. 따라서 산소 공급 면에서 볼 때, 주 저항은 기포를 둘러싸고 있는 액체필름 (liquid film)에서의 저항이고, 이 때 산소전달계수(k_La)는 액체필름의 산소전달계수(k_La)라고 볼 수 있다. 다음 Fig.4-3에는 수중에서의 이중막 이론을 나타내었다[51]. $C_s = K_sP$ 온도가 일정할 때, 기체의 용해도는 기체의 부분압에 비례한다는 헨리의 법칙을 나타낸 것이다.C_s 물속의 산소 포화농도(mg/L), K_s 헨리법칙 상수 ($mg{\cdot}atm/L$), P 가스 상태의 산소분압(atm)을 나타낸다.

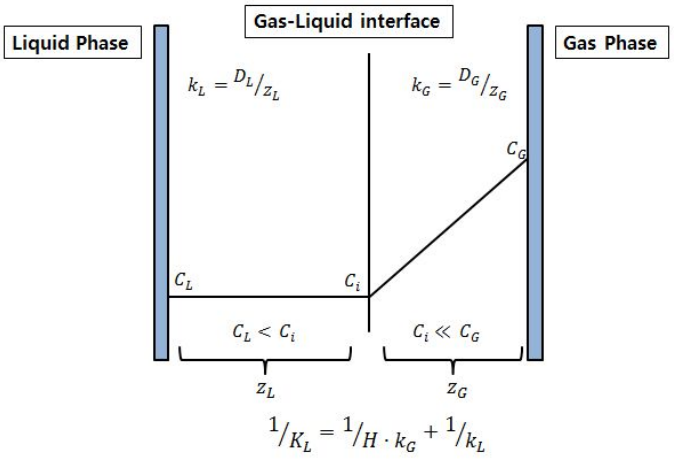


Fig. 4-3 Schematic for representation of the gas-liquid interface[51]

제 4 절 산소전달계수 측정

1. 실험 방법

생물반응기는 산소전달계수(k_La) 의 결정은 폭기 효율과 용존 산소의 공급에 작동 변수의 영향을 정량화 하기 위해 작동 변수의 영향은 필수적이다. 이러한 방법들은 생물 반응조의 산소 전달 속도를 결정하기 위해 개발 되었다[52]. 이러한 방법 중 일부뿐만 아니라 다른 화합물에도 적용된다. 하지만 산소전달 측정에 대한 구체적인 방법을 선택하는 경우 여러 가지 방법이 있다. 산소의 생물학적 소비없이 산소전달계수(k_La)를 측정하는 방법, 화학적 방법, 아황산나트륨의 산화방법, CO_2흡수방법, 기상 분석, 동적 방법이 이다. 본 연구에서는 동적 방법을 이용하여 전달계수를 측정 하였다. Fig 4-2는 동적 방법을 이용한 측정 방법을 계략도를 이용하여 나타내었다.

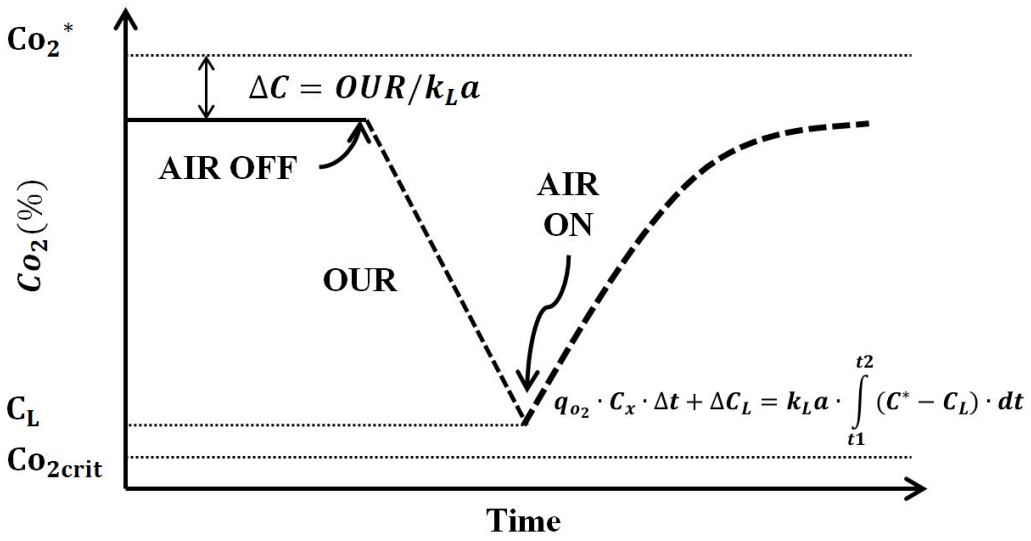


Fig. 4-4 Schematic description of the direct measuring of OTR in bioprocess classical dynamic technique[53]

동적 방법은 Taguchi 와 Humphrey 에 의해 제안된 기술로, 생물 반응기에서 성장하는 미생물의 호흡활동을 측정하는 방법으로 Fig. 4-2에서처럼 활성화된 생물 반응기에 공급되는 가스를 정지 시켜 용존산소의 소비량을 측정 한다. 본 논문 에서는 광합성을 하지 못하게 암실에서 생물반응기의 가스공급을 중단하여 미생물의 호흡에 의한 산소소비를 측정하였다. 산소소비와 가스 주입으로 인한 용존산소를 동적방법으로 측정하였다. 식(1)은 생산 공정 동안 각각의 용적 물질 전달계수를 결정 하는데 사용 할 수 있다. C_L은 경험값 이며 활성화된 반응기에서도 응용 할 수 있다. 여기서 C^* 표준상태에서의 포화 DO농도(%), C_L 초기 DO농도(%), K_La 산소전달계수(h^{-1}), 산소섭취율($mol O_2/kg \cdot h$), C_X 이용한 바이오메스를 나타낸다[53].

$$qo_2 \cdot C_X \cdot \triangle t + \triangle C_L = k_L a \cdot \int_{t1}^{t2} (C^* - C_L) \cdot dt \qquad (1)$$

2. 실험조건 및 실험결과

Table 1은 실험조건을 나타내었다. 산소전달계수(k_La)를 구하기 위해 활성화된 광생물 반응기의 가스공급을 중단하여 탈산소화 시킨 후 1.5~4.0L/min 으로 각각 가스를 주입하여 5분 간격으로 용존산소량을 측정하였다. Fig. 4-5는 각각의 산소 주입에 따른 용존 산소량을 측정하여 나타내었다.

Table 4-1 Operating conditions of reactor

Parameters	Unite	Reactor
Effective volume	L	200
Temperature	℃	26
Airflow rate	L/min	1.5/2.0/2.5/3.0/3.5/4.0

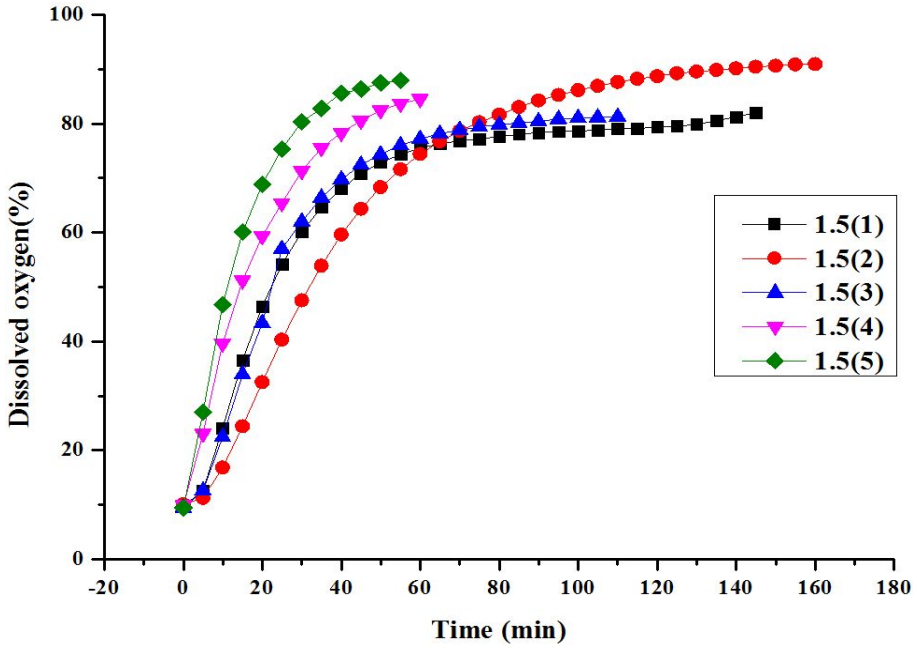


Fig. 4-5 Dissolved oxygen according to gas flow rate

Fig. 4-6 과같이 구해진 용존산소량을 $\ln(C^* - C_L)$ 형태로 취하고 선형 추세선을 구하여 기울기 값에 시간t를 곱하여 k_La 값을 구한다. 각각의 실험 군마다 5번씩 측정을 하였으며 평균을 내어 Fig. 4-7 에 나타내었다. Table 4-2는 는 K_La 값을 이용하여 단위 시간당 산소용해량(N) 과 용적산소전달률(VOTR)을 나타낸 것이다.

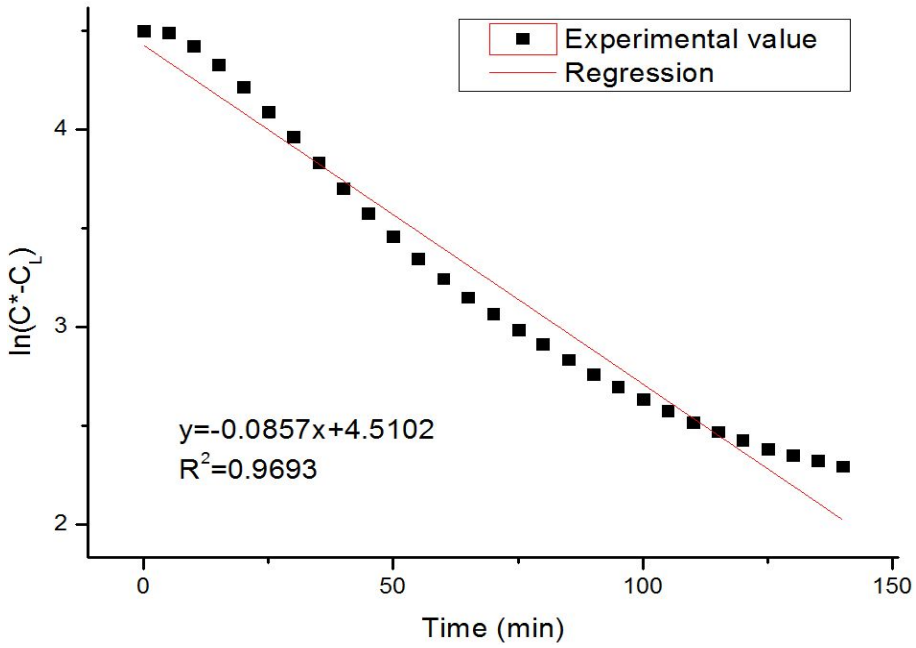


Fig. 4-6 Oxygen transfer rate according to time

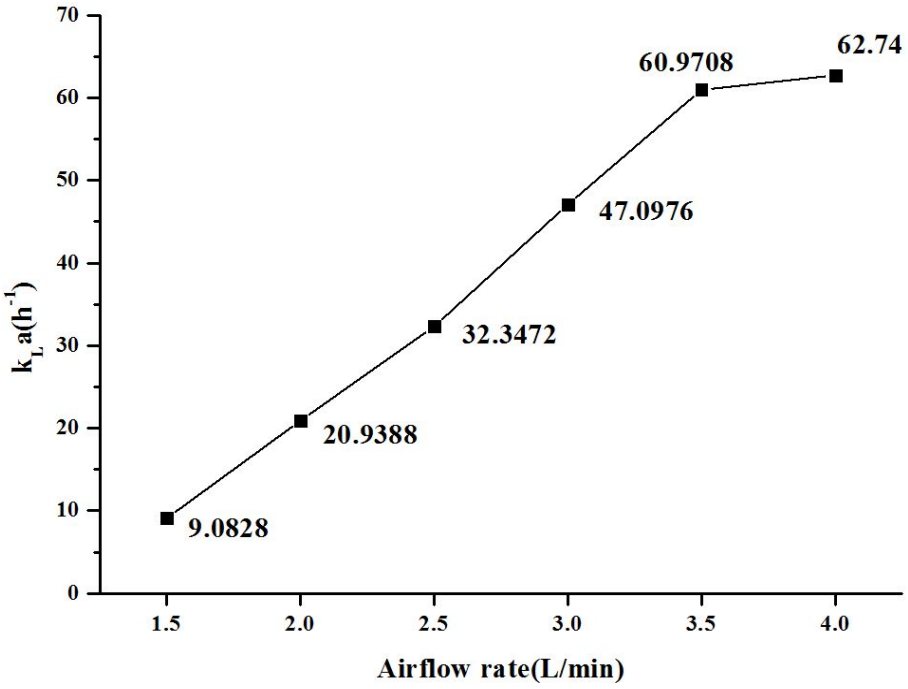


Fig. 4-7 $K_L a$ value according to airflow rate

Table 4-2 Airflow rate according to oxygen transfer efficiency

Airflow rate(L/min)	N(gO_2/hr)	VOTR ($kg/m^3 \cdot hr$)
1.5	6.085	83.56
2.0	14.028	192.6
2.5	21.672	297.6
3.0	31.555	433.3
3.5	40.850	560.9
4.0	42.035	577.2

제 5 장 결 론

본 연구에서는 평판형 광생물반응기에서 *Dunaliella salina*를 회분식 배양하고, 성장 환경을 실시간 모니터링 하였고 배지공급 속도를 일정하게 유지하고, 연동펌프의 온오프 제어를 통해 *Dunaliella salina*를 연속 배양 하였으며 200L 평판형 광생물 반응기의 대용량화에 의한 변형을 목표 중심 최적화을 이용하여 구조해석을 실행하여 변형을 최소화하고 반응기의 산소용해량(N)과 용적산소전달률(VOTR)을 구하였다.

1. 연구 결과

1. 탁도 센서의 신호를 Savitzky-Golay 평활법을 이용하여 필터링함으로써 펌프의 불필요한 동작을 제거 하였으며 조작 변수인 희석률의 변화량에 비해 제어 변수인 세포 농도 (DCW)의 변화량이 적어, 세포 농도에 비해 희석률이 상대적으로 민감하게 반응하였다. 오버슈트와 언더슈트가 차이를 보여 기동(startup)에 의한 영향이 약간 더 크게 나타났으나, 펌프의 동작 듀티 사이클이 53%로 적절한 온오프 제어가 수행 되었다.

2. 투과율 및 인장 시험을 통해 높은 빛투과율과 내구성이 강하며 가벼운 폴리카보네이트를 평판형 광생물 반응기의 재료로 선정하였다. 리브의 수와 위치는 반응기의 정수압으로 인해 발생한 변형을 최소화 할 만큼 구조해석하여 추정하였으며, 높은 세포 농도와 유체역학적 환경에서 내구성을 가지기 위해 적절한 안전계수를 가진 200L평판형 광생물 반응기를 목표 중심 최적화를 통해 설계를 하였다.

3. 평판형 광생물 반응기의 산소전달계수(k_La)룰 파악하기 위해 가스를 주입하여 운전한 결과 최소 $9.0829hr^{-1}$, 최대 $62.74hr^{-1}$ 로 나타났다. 산소용해량은 최저 $6.3g\,O_2/hr$, 최대 $42.035g\,O_2/hr$나타났으며 산소전달계수는 최소 $83.56kg/m^3 \cdot hr$, 최대 $577.3kg/m^3 \cdot hr$ 로 나타났다. 주입 가스가 증가할수록 산소전달계수가 증가 하므로 1.5L/min~3.5L/min 사이에서 운용 하여야 하며 4.0L/min 이후에는 포화상태가 되어 운영에 효과가 없다.

참 고 문 헌

1. Ahn, D.G., Cho, C.G., Jeong, S.H., and Lee D.G., 2011, "Design of Photobioreactor for Mass Production of Microalgae," Journal of the Korean Society of Precision Engineering, Vol. 28, No. 2, pp. 140-153.
2. BP, “BP Statistical Review of World Energy,” BP Staticalreview,pp. 1-31, (2010)
3. 김승래, 녹색성장과 조세. “한국경제연구,” 한국경제연구학회 Vo1. 28, No. 2, pp. 179-205, (2010)
4. 김용건, “온실가스 배출권 거래제도: 국제동향 및 시사점,” 한국환경정책평가연구원, (2009)
5. http://www.insightofgscaltex.com/?p=25047
6. Oswald, W. J., “Large scale algal culture systems(engineering aspects): in Borowitzka, M. A. andBorowitzka, L. J. (Eds.), Micro-algal Biotechnology,” Cambridge University Press, pp. 357-410, 1988.
7. Pushparaj, B., Pelosi, E., Tredici, M. R., Pinzani, E.and Materassi, R., “An integrated culture system foroutdoor production of microalgae andcyanobacteria,” J. Applied Phycology, Vol. 9, No. 2, pp. 113-119, 1997.
8. Chaumont, D., “Biotechnology of algal biomass production: a review of system for outdoor mass culture,” J. Applied Phycology, Vol. 5, No. 6, pp. 593-604, 1993.
9. Borowitzka, M. A., “Closed algal photobioreactors :design considerations for large-scale systems,”Journal of Marine Biotechnology, Vol. 4, No. 4, pp.185-191,1996.
10. Carvalho, A. P., Meireles, L. A. and Malcata, F. X.,“Microalgal Reactors: A Review of Enclosed System Designs and Performances,” Biotechnol. Prog, Vol.22, No. 6, pp. 1490-1506, 2006.
11. Tredici, M. R. and Materassi, R., “From open ponds to vertical alveolar panels: the Italian experience in the development of reactors for the mass cultivation of phototrophic microorganisms,” J. Applied Phycology, Vol. 4, No. 3, pp. 221-31, 1992.

12. FAO, "Algae-based biofuels: A Review fo Challenges and Opportunities for Developing Countries," 3-9, 2009.
13. http://www.algaefoodfuel.com/english/products/open_pond_system/
14. Lee, Y. K., "Enclosed bioreactors for the masscultivation of photosynthetic microorganisms: the future trend," Trends in Biotechnology, Vol. 4, No. 7, pp. 186-1899, 1986.
15. Zhang, K., Miyachi, S. and Kurano, N., "Evaluation of a vertical flat-plate photobioreactor for outdoor biomass production and carbon dioxide bio-fixation: effects of reactor dimensions, irradiation and cell concentration on the biomass productivity and irradiation utilization efficiency," Appl. Microbiol. Biotechnol., Vol. 55, No. 4, pp. 428-433, 2001.
16. Tredici, M. R., Carlozzi, P., Zittelli G. C. and Materassi, R., "A vertical alveolar panel(VAP) for outdoor mass cultivation of microalgae and cyanobacteria," Bioresource Technology, Vol. 38, No. 2-3, pp. 153-159, 1991.
17. Contreras, A., Garcia, F., Molina, E. and Merchuk, J. C., "Interaction between CO2-mass transfer, light availability, and hydrodynamic stress in the growth of phaeodactylum tricornutum in a concentric tube airlift photobioreactor," Biotechnol. Bioeng., Vol. 60, No. 3, pp. 317-325, 1998.
18. Martnez-Jeronimo, F. and Espinosa-Chavez, F., "A laboratory-scale system for mass culture of freshwater microalgae in polyethylene bags," J. Appl. Phcol., Vol. 6, No. 4, pp. 423-425, 1994.
19. Tredici, M. and Rodolfi, L., "Reactor for industrial culture of photosynthetic micro-organisms," WIPO Patent Application WO 2004/074423 A2, 2004.
20. Second Generation Biofuels: High-Efficiency Microalgae for Biodiesel Production - Shenk 2007
21. Tredic, M. R. and Zittelli, G. C., "Efficiency of Sunlight Utilization: Tubular Versus Flat Photobioreactors," Biotechnol. Bioeng., Vol. 57, No. 2, pp. 187-197, 1998.
22. Qiang, H. and Richmond, A., "Productivity and photosynthetic efficiency of spirulina platensis as affected by light intensity, algal density and rate of mixing in a flat plate

Photobioreactor," J. Applied Phycology, Vol. 8, No. 2, pp. 139-45, 1996.

23. Qiang, H. and Richmond, A., "P*roductivity and photosynthetic efficiency of spirulina platensis as affected by light intensity, algal density and rate of mixing in a flat plate Photobioreactor*," J. Applied Phycology, Vol. 8, No. 2, pp. 139-45, 1996.
24. Degen, J., Uebele, A., Retze, A., Schmid Staiger, U., & Trösch, W.(2001). *A novel airlift photobioreactor with baffles for improved light utilization through the flashing light effect*. Journal of Biotechnology, 92(2), 89 94.
25. Kim, W. D., Park, J. M., Gim, G. H., Jeong, S. H., Kang, C. M., Kim, D. J., and Kim, S. W.,"*Optimization of culture conditions and comparison of biomass productivity of three green algae*," Bioprocess Biosyst. Eng., Vol. 35, pp. 19-27, 2012.
26. Castenholz, R. W., "T*hermophilic blue-green algae and the thermal environment*," Bact eriology Reviews, Vol. 33, No. 4, pp. 476-504, 1969.
27. Kim, G.H., Ahn, D.G., Park, J.R., Choi, G.H., Kim, J.T., Kim, G.W., and Jeong, S.H., 2013, "*Bioprocess control for continuous culture of Dunaliella Salina in Flat panel Photobioreactor*," Journal of the Korean Society of Precision Engineering, Vol. 30, No. 2, pp. 137-142.
28. Zhao, B., Zhang, Y., Xiong, K., Zhang, Z., Hao, X., and Liu, T., "*Effect of cultivation mode on microalgal growth and CO2 fixation*," Chemical Engineering Research and Design, Vol. 89, No. 9, pp. 1758-1762, 2011.
29. Nedbal, L., Trilek, M., Cerveny, J., Komarek, O., and Pakrasi, H. B., "*A photobioreactor system for precision cultivation of photoautotrophic microorganisms and for high-content analysis of suspension dynamics*," Biotechnology and Bioengineering, Vol. 100, No. 5, pp. 902-910, 2008.
30. Stibal, M., "*Comparison of life strategies in two green algae from snow and soil of the polar regions*," M.Sc. Thesis, Biological Sciences, University of South Bohemia, 2004.
31. Mytilinaios, I., Salih, M., Schofield, H. K., and Lambert, R. J. W., "*Growth curve prediction from optical density data*," Int. J. of Food Microbiology, Vol. 154, pp. 169-176, 2012.

32. Zwietering, M. H., Jongenburger, I., Bombouts, F. M., and Riet, K. V., "*Modeling of the Bacterial Growth Curve*," Applied and Environmental Microbiology, Vol. 56, No. 6, pp. 1875-1881, 1990.

33. Baranyi, J. and Roberts, T. A., "*Mathematics of predictive food microbiology," Int. J. of Food Microbiology*, Vol. 26, pp. 199-218, 1995.

34. Savitzky, A. and Golay, M. J. E., "*Smoothing and Differentiation of Data by Simplified Least Squares Procedures*," Analytical Chemistry, Vol. 36, No. 8, pp. 1627-1639, 1964.

35. Javanmardian, M. and B. O. Palsson. 1992. *Design and operation of an algal photobioreactor system*. *Adv. Space Res.* 12: 231-225.

36. Pratt, R. 1944. Studies on *Chlorella vulgaris. Am. J. Bot.* 31: 418-421

37. Sastre, R. R., Csogor, Z., Perner-Nochta, I., Fleck-Schneider, P. and Posten, C., "*Scale-down of Microalgae Cultivations in Tubular Photobioreactor A Conceptual Approach*," Journal of Biotechnology, Vol. 132, No. 2, pp. 127-133, 2007.

38. Ahn, D.G., Cho, C.G., Jeong, S.H., and Lee, D.G., 2013, "*Design of photobioreactor mass production of microalgae*," Journal of the Korean Society of Precision Engineering, Vol. 28, No. 2, pp. 140-153.

39. http://matweb.com

40. K. Miyamoto, *Renewable biological systems for alternative sustainable energy production*, FAO Agriculture Services Bulletin, 128 (1997)

41. User's Manual : Workbench 13.0, ANSYSm Inc., 2010.

42. P. K. Han and J. S. Lee, A response surface based sequential approximate optimization using constraint-shifting analogy, *Journal of Mechanical Science and Technology*, 23 (2009) 2903~2912

43. M. Kapitler, N. Samec and F. Kokalj, Operation of waste-to-energy-plant optimisations by using design exploration, *Advances in Production Engineering & Management*, 7 (2) (2012) 101-112.

44. *Mechanical Design Data Manual*, N.S.W. TAFE Commission, Manufacturing and Engineering Educational Services, (2000) 285-308

45. Van Swaaij WPM, Versteeg GF. Mass transfer accompanied with complex reversible chemical reactions in gas–liquid systems. An overview. Chem Eng Sci 1992;47: 3181–95.

46. Tsao GT. Simultaneous gas–liquid interfacial mass transfer and uptake by small particles. Biotechnol Bioeng 1969;11:1071–87.

47. Merchuk JC. Further considerations on the enhancement of oxygen transfer in fermentation broths. Biotechnol Bioeng 1977;19:1885–9.

48. Ju LK, Sundararajan A. Model analysis of biological oxygen transfer enhancement in surface-aerated bioreactors. Biotechnol Bioeng 1992;40:1343–52.

49. Garcia-Ochoa F, Gomez E. Prediction of gas–liquid mass transfer in sparged stirred tank bioreactors. Biotechnol Bioeng 2005;92:761–72.

50. Felix G.,EmilioG.,Bioreactorscale-up andoxygentransferratein microbial process : An overview, Biotechnology Advances, 27, 153-176(2009)

51. Whitman WG. Preliminary experimental confirmation of the two-film theory of gas absorption. Chem Metall Eng 1923;29:146–9.

52. Van't Riet K. Review of measuring methods and nonviscous gas–liquid mass transfer in stirred vessels. Ind Eng Chem Process Des Dev 1979;18:357–64.

53. Novak M, Klekner V. Comparison of various methods of KLa estimation in cultures of filamentous microorganisms. Biotechnol Techn 1988;2:243–8.