

스팀 사용 저감을 위한 응축수 재활용 공정설계 및 경제성 평가

김진욱^{***} · 최영렬^{****} · 조형태^{*} · 김정환^{*†}

*한국생산기술연구원 친환경재료공정연구그룹, **서울과학기술대학교 화공생명공학과, ***연세대학교 화공생명공학과
(2020년 10월 5일 접수, 2020년 11월 2일 수정, 2020년 11월 16일 채택)

Process Design and Economic Evaluation of Condensate Recycling Process for Steam Consumption Reduction

Jinuk Kim^{***}, Yeongryeol Choi^{****}, Hyungtae Cho^{*} and Junghwan Kim^{*†}

**Green Materials and Processes R&D Group, Korea Institute of Industrial Technology, Ulsan 44413, Korea*

***Chemical and Biomolecular Engineering, Seoul National University of Science and Technology, Seoul 01811, Korea*

****Chemical and Biomolecular Engineering, Yonsei University, Seoul 03722, Korea*

(Received October 5, 2020; Revised November 2, 2020; Accepted November 16, 2020)

초 록

본 연구의 대상은 에폭시 레진 생산 공정으로 155 °C 이상의 고온 스팀을 열원으로 사용하고 있으며 공정에서 생성되는 응축수는 전량 버려지고 있다. 공정의 일부는 70 °C 이하의 저온으로 운전되므로 버려지는 응축수를 재활용하여 저온 공정의 열원으로 사용하면 스팀 사용량 저감이 가능하다. 따라서 본 연구에서는 응축수 재활용을 통해 폐열을 회수하여 스팀 사용량을 저감할 수 있는 공정을 제시하고 모델을 개발하였다. 최적의 응축수 재활용 공정을 찾기 위한 사례연구를 진행하였고, 각 사례의 연간 자본 비용 및 스팀 저감 비용을 비교하여 경제성 평가를 실시하였다. 제안된 공정에서 응축수 회수를 통해 저온 공정에 사용하는 스팀 사용량을 연간 최대 67.6%까지 저감하여 최대 연 522.1 백만 원의 추가 수익의 확보가 가능함을 확인하였다.

Abstract

This study focused on the epoxy resin production process, which uses the steam of 155 °C or higher as a heat source, and discards all condensate generated. A part of the process is operated at low temperatures of 70 °C or below, thus there are opportunities to reduce the steam consumption by recycling wasted condensate as a heat source for the low temperature section of process. In this study, we developed process models that can reduce steam by recovering waste heat through recycling condensate and conducted a case study to find an optimal condensate recycling system. Three different process designs were proposed and economic evaluations were performed by comparing annual capital costs and steam savings in each case. Finally, an annual steam consumption of the low-temperature section could be reduced by up to 67.6%, which could also bring an additional economic benefit of 522.1 million won/yr.

Keywords: Recycling condensate, Waste heat recovery, Process modeling, Case study

1. 서 론

스팀은 잠열을 이용하기 때문에 열전달 효과가 크고, 공정의 온도 조건에 따라 압력제어가 가능한 편리성 때문에 열원으로 많이 사용된다. 공정에 열에너지를 전달한 스팀은 상변화되어 응축수가 된다. 응축수는 공정 내에 잔류 시 전열면적 감소 및 장치 부식 등의 문제를 유발하기 때문에 배출되어야 한다. 하지만 고온의 응축수는 배출 과

정에서 별도 냉각을 위한 수처리 비용을 발생시키고, 응축수가 가진 현열만큼의 열 손실이 발생하게 된다. 화학 산업에서 연간 사용되는 스팀 양을 고려하면 응축수 배출로 상당히 많은 비용 및 열량 손실이 발생한다. 따라서 응축수의 폐열을 회수하여 저온 공정의 열원으로 사용하면 스팀 사용량뿐만 아니라 수 처리 비용 저감을 통한 경제적 이득을 얻을 수 있으며 관련 연구가 활발히 진행되고 있다[1-3]. 스팀 보일러에 응축수 회수시스템을 구비하여 폐열의 23%를 회수하여 스팀보일러의 열효율이 20% 상승된 연구가 있으며[1], 보일러 열교환기를 설치하여 폐열 회수를 수행한 결과 에너지 효율이 2배 증가하며 물 사용량을 50분의 1로 감소시킨 연구 사례가 있다[2]. 또한 250 kW의 전력 생산이 가능한 폐열 회수 유기랭킨발전시스템 공정을 설계하여 사이클 효율을 12.62% 향상시킨 연구 사례가 있다[3].

† Corresponding Author: Korea Institute of Industrial Technology, Green Materials and Processes R&D Group, Ulsan 44413, Korea
Tel: +82-52-980-6629 e-mail: kjh31@kitech.re.kr

본 연구의 대상 공정은 에폭시 레진(epoxy resin) 생산 공정으로 3개의 고온 반응기로 이루어진 고온 공정과 3개의 저온 반응기 및 건조기로 이루어진 저온 공정으로 구성되어 있으며 열원으로 스팀을 사용하고 있다. 공정에서 생성된 응축수는 전량 배출되고 있으나 공정의 일부는 70 °C 수준의 저온으로 운전되기 때문에 응축수를 재활용하여 저온 공정의 열원을 대체한다면 스팀 사용량을 저감하여 경제적 이익의 효과를 얻을 수 있다.

응축수 재활용 공정을 설계하고 사례연구를 실시하기 위해서 먼저 저온 공정의 열원으로 응축수를 사용할 수 있는지에 대한 정확한 계산과 검증이 필요하다. 또한 응축수 재활용 공정에 필요한 추가 설비 등의 비용을 고려하여 경제성 평가를 실시하여 응축수 재활용 공정의 에너지 및 경제적 이익을 확인하여야 한다. 이를 위해 많은 연구에서 열역학 기반의 상용 공정모사 프로그램을 활용하여 공정 설계, 사례 연구를 통한 공정최적화를 연구하고 있으며 그 결과를 바탕으로 제시된 공정에 대한 경제성 평가를 진행하고 있다[4-6]. 가스화 복합발전의 열분해, 휘발분 연소, 가스화 반응에 대한 세 가지 공정을 모델링하고 민감도 분석을 통해 실제 거동과 유사함을 확인하였으며[4], 천연가스 액화공정 중 하나인 SMR (single mixed refrigerant) 공정을 모사하고 플랜트 용량에 따른 공정 비용 사례연구를 통해 최적 플랜트 용량을 도출한 연구 사례가 있다[5]. 또한 저품질 석회석 활용을 위한 배연탈황 공정 모델링 및 최적화를 진행하고 실제 화력발전소에 대한 사례연구를 통해 현장 적용 가능성이 높은 모델을 개발한 연구 사례가 있다[6].

따라서 본 연구에서는 저온 공정의 필요 열량과 전열면적, 대수평균온도차를 이용하여 열원 대체 가능성을 검토하였고 열원 대체 시 필요한 응축수량을 산출하였으며, 상용 공정 모사 소프트웨어인 Aspen Plus와 물 및 스팀의 표준 상태방정식 IAPWS-95 (international association for the properties of water and steam-95)을 사용하여 응축수 재활용 공정을 검증하였다. 역류 방지 및 물질수지를 만족하기 위한 순환 응축수의 배출 위치 변경 및 고온 반응기 스팀의 열 교환 이용에 따른 응축수 재활용 공정에 대한 사례연구를 진행하여 저온 공정에서의 스팀 사용량 저감을 최대화하고자 하였다. 경제성 평가를 위해 화학 공정 플랜트 비용 지수(chemical engineering plant cost index, CEPCI) 및 0.6인자 법칙(six-tenths factor rule), 자본회수계수(capital recovery factor, CRF)를 이용하여 각 모델의 연간 자본비 및 운전비를 산출하고 순현재가치(net present value, NPV)를 비교하여 가장 경제적인 응축수 재활용 공정을 제시하였다.

2. 공정 모델 개발

2.1. 공정 개요

Figure 1은 연구 대상인 에폭시 레진(epoxy resin) 생산 공정의 개요이며 원료 용제, 용제 회수, 온도 유지 등을 위한 6개의 반응기(R101, R201, R301, R401, R501, R601)와 1개의 건조기(DRYER)로 이루어져 있다. 각 반응기 및 건조기에 Jacket vessel을 설치하고 열원으로 고압 스팀을 이용하여 간접적으로 반응에 필요한 온도까지 승온하거나 온도 유지 및 건조하는 방식으로 운전하고 있다. Tables 1과 2는 각각 공정 설비의 목적 및 운전 조건과 각 설비에 필요한 스팀량 및 열량을 나타낸 것으로 고온 공정(R301, R401, R501)에는 155.0 °C, 4.50 kg/cm² g의 스팀이, 저온 공정(R101, R201, R601, Dryer)에는 161.4 °C, 5.49 kg/cm² g의 스팀이 사용된다. 사용된 스팀은 동일한 온도의 응축수로 상 변화되지만 배출 과정에서 열 손실에 따라 온도가 90 °C에서 100 °C

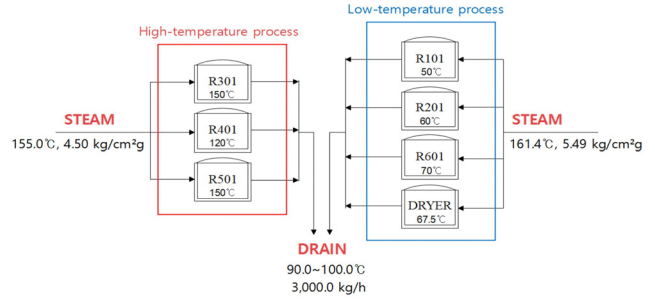


Figure 1. Overall scheme of the epoxy resin production process.

로 낮아진 상태로 시간당 3000 kg이 전량 배출되고 있다. Table 1과 같이 저온 공정은 70 °C 이하의 온도로 운전되므로 고온 반응기에서 발생하는 고온의 응축수를 재활용하여 저온 공정의 열원으로 사용하면 대체 열량만큼 저온 공정에서의 스팀 사용량 저감 및 그에 따른 에너지 저감 효과를 얻을 수 있다.

2.2. 기존 공정 설계 및 검증

응축수 재활용 공정을 설계하기 전 기존 공정을 설계한 후 모사 결과를 실제 공정 데이터와 비교하여 공정 모사기의 타당성을 검증하였다. 공정 설계 및 사례연구를 위해 상용 공정모사 프로그램인 Aspen Plus V11과 물 및 스팀 표준 상태방정식을 사용하였고, 물질의 반응을 고려하지 않고 응축수의 폐열 회수에 따른 열량 대체에 대해서 연구하였기 때문에 각 설비를 히터로 대체하여 연구를 진행하였다.

Figure 2는 기존 공정의 공정 흐름도이며 좌측은 고온 공정(R301, R401, 501), 우측은 저온 공정(R101, R201, R601, DRYER)이다. 각 공정에서 사용된 스팀(HIGH-ST, LOW-ST)은 열전달 결과 응축수로 전환되어 전량 배출(HDRAIN, LDRAIN)된다. 공정 모사 결과를 검증하기 위해 모사를 통해 산출된 열량을 업체에서 제공한 기존 공정의 필요 열량 데이터와 비교하였다.

Table 3는 공정 모사 결과로 산출된 각 설비의 열량과 공정 데이터를 비교한 결과이다. 공정 모사 결과 각 설비의 필요 열량이 실제 데이터와 최대 0.10% 이하의 오차를 보이므로 본 연구에서 개발한 공정 방법은 타당하다고 판단하였으며, 이를 바탕으로 폐열 회수를 위한 응축수 재활용 공정 모델을 개발하고자 하였다.

3. 사례 연구

3.1. 재활용 공정 가능성 검토

3.1.1 전열면적 산출

응축수를 재활용하여 저온 공정의 열원으로 사용할 경우 필요한 전열 면적이 기존의 전열 면적보다 크다면 기존 설비에 설치된 Jacket vessel을 이용하여 응축수를 재활용할 수 없다. 따라서 본 연구에서는 식 (1), (2)의 대수평균온도차(logarithm mean temperature difference, LMTD)와 열량, 그리고 각 반응기의 면적과 열전달계수를 이용하여 열원 대체 시 전열 면적(A)을 산출하였고, 각 사례에서 공정 개선 전과 후의 필요 전열 면적을 비교하여 응축수 재활용 공정의 가능성을 확인하고자 하였다.

Table 1. Purpose of the Process Equipment and Operation Condition

Process	Reactors	Heat source	Purpose	Operating condition	
				Initial temp. (°C)	Heating temp. (°C)
High temp. process	R301	Steam	Heating	50	150
	R401			80	120
	R501			120	150
Low temp. process	R101			10	50
	R201			50	60
	R601			Temp. maintenance 70	
	Dryer	Dry 67.5			

Table 2. Steam and Heat Duty Required for the Process Equipment

Process	Reactor	Steam temp. (°C)	Steam pressure (kg/cm ² g)	Latent heat[7] (kcal/kg)	Steam flow rate (kg/h)	Heat duty (kcal/h)
High temp. process	R301	155.0	4.50	501.2	1,697.0	850,536.4
	R401				725.0	363,370.0
	R501				578.0	289,693.6
	Total				-	-
Low temp. process	R101	161.4	5.49	496.1	250.1	124,107.1
	R201				62.5	31,026.8
	R601				14.6	7,250.0
	Dryer				65.9	32,682.2
	Total				-	-

Table 3. Validation of the Heat Duty for the Previous Process

Reactor	Heat duty (kcal/h)		Error (%)
	Plant data	Simulation	
R101	124,107.1	124,075.0	0.03
R201	31,026.8	31,006.0	0.07
R301	850,536.4	850,359.0	0.02
R401	363,370.0	363,294.0	0.02
R501	289,693.6	289,633.0	0.02
R601	7,250.0	7,243.0	0.10
Dryer	32,682.2	32,693.0	0.03

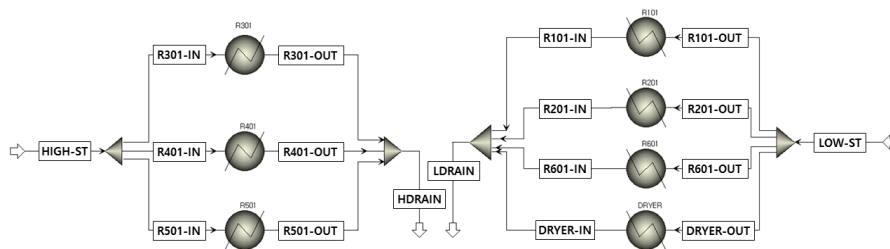


Figure 2. Process flow diagram of epoxy resin production process.

$$LMTD = \Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$(\Delta T_1 = T_{W,o} - T_{R,i}, \Delta T_2 = T_{W,i} - T_{R,o}) \tag{1}$$

$$q = UA\Delta T_{ln} \tag{2}$$

식 (1)에서 ΔT_1 과 ΔT_2 는 각각 응축수 유입($\Delta T_{W,i}$), 배출($\Delta T_{W,o}$) 온도와 저온 공정에서 각 설비의 초기($\Delta T_{R,i}$) 및 승온($\Delta T_{R,o}$) 온도와 의 차이이다. 저온 공정으로 공급되는 응축수의 온도는 90 °C로 가정 하였고, 각 설비의 초기 온도는 Table 1에 작성한 온도를 이용하였다. Figure 3은 저온 공정과 응축수의 온도 변화 그래프이다. 배출 응축수 온도는 공정의 안정성을 위해 각 반응기 및 건조기의 요구 온도보다

Table 4. LMTD and Comparison of Heat Transfer Area

Reactor	ΔT_1	ΔT_2	LMTD	Heat transfer area (m ²)	
				Previous process	Condensate recycling process
R101	45.0	35.0	42.4	23.5	17.8
R201	15.0	30.0	21.6	23.5	8.8
R601	5.0	20.0	10.8	13.3	4.1
Dryer	17.5	22.5	19.8	10.4	10.1

Table 5. Calculation of Required Condensate for the Equipments

Reactor	Initial temp. of condensate (°C)	Final temp. of condensate (°C)	ΔT (°C)	C_p of water (kcal/kg °C)	Heat duty (kcal/h)	Required condensate (kg/h)
R101	90.0	55.0	35.0	1.0	124,107.1	3,546.0
R201	90.0	65.0	25.0		31,026.8	1,248.3
R601	90.0	75.0	15.0		7,250.0	483.3
Dryer	90.0	85.0	5.0		32,682.2	6,536.4

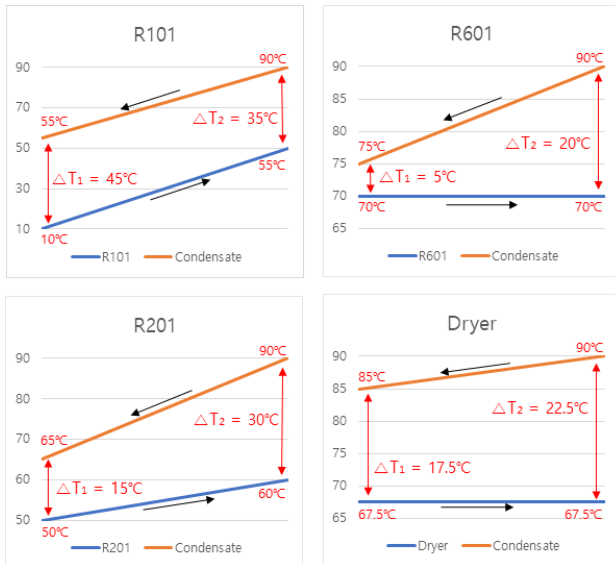


Figure 3. Temperature variations of low-temperature process.

높게 설정하였고 표시된 ΔT_1 와 ΔT_2 를 이용하여 LMTD를 산출하였다. 식 (2)에서 q 는 Table 2의 각 설비의 요구 열량이며 U 는 공정에서 사용되는 Jacket 반응기의 열전달 계수인 164 kcal/m²h °C를 이용하였다. A 는 응축수를 열원으로 사용할 때 필요한 전열 면적으로 기존 공정에서의 전열 면적과 비교하여 열원 대체 가능성을 확인하였다. Table 4는 산출된 LMTD와 이를 통해 산출한 전열 면적을 기존 공정의 전열 면적과 비교한 결과이며, 산출된 응축수 재활용 공정의 필요 전열면적이 기존 공정의 전열 면적보다 작으므로 응축수로 열원 변경이 가능할 것으로 판단하였다.

3.1.2. 응축수량 산출

응축수를 저온 공정의 열원으로 사용하기 위해 저온 공정의 각 설비에 필요한 응축수량을 산출해야 한다. 저온 공정에 필요한 응축수량은 필요 열량과 물의 비열, 응축수 온도 변화 값을 이용하여 산출하였으며 식은 다음과 같다.

$$q = m C_p \Delta T \tag{3}$$

식 (3)에서 q 와 m 은 각 설비의 필요 열량과 응축수량이며 C_p 는 물의 비열로써 1 kcal/kg °C을 이용하였다. ΔT 는 응축수의 유입 온도와 배출 온도의 차이로 산출된 응축수의 온도 변화이다. Table 5는 각 설비의 필요한 응축수량을 산출한 결과이며 열원 대체를 위해 저온 반응기(R101, R201, R601) 및 건조기(Dryer)에서 각각 3546.0, 1248.3, 484.3, 그리고 6536.4 kg/h으로 총 11814.0 kg/h의 응축수가 필요하다.

3.2. 사례 설명

본 연구에서는 최적의 응축수 재활용 시스템을 개발하기 위해 방법에 따라 아래와 같이 세 가지 사례를 제시하고 비교하였다.

사례 1: 응축수 재활용을 위한 응축수 회수 탱크 설치 및 물질수지 유지를 위한 일부 응축수 배출

사례 2: 응축수 재활용을 위한 응축수 회수 탱크 설치 및 배출 위치 최적화

사례 3: 고온 공정에서 사용되는 스팀으로 저온 공정에 열을 공급하기 위해 열교환기 및 플래쉬(Flash) 드럼 설치

모든 사례에서 고온 공정으로부터 생성된 응축수(HIGH-CON)의 온도는 운송 과정에서의 열 손실을 고려하여 99 °C로 가정하였다. 또한 기존 공정과 마찬가지로 모든 설비에서 물질들의 반응을 고려하지 않기 때문에 각 반응기 및 건조기를 히터로 대체하여 설계하였다.

Figure 4는 사례 1의 공정 흐름도이다. 고온 공정으로부터 생성된 응축수(HIGH-CON)와 저온 공정에서 사용되고 나오는 응축수(LOW-CON)은 혼합되어(MIXED) 탱크(TANK)로 회수된다. 회수된 응축수는 저온 공정의 열원으로 사용하기 위해 90 °C로 온도를 유지하며, 이때 온도를 유지하기 위해 추가적인 열 공급(Q)이 필요하다. 그 후 저온 공정의 열원으로 응축수(PROC-IN)가 각 설비에 공급되어 열을 공급한 후 나오는 응축수(PROC-OUT)를 회수하는 과정에서 물질수지를 만족시키기 위해 지속적으로 공급되는 고온 반응기 응축수량과 동일한 3000 kg/h의 응축수가 배출(DRAIN) 된다.

Figure 5는 사례 2의 공정 흐름도이다. 사례 2는 사례 1의 개선 모델로 응축수 배출 위치를 최적화하였다. Table 2와 같이 저온 공정에서 R101의 요구 열량이 가장 많기 때문에 R101에서 배출되는 응축수

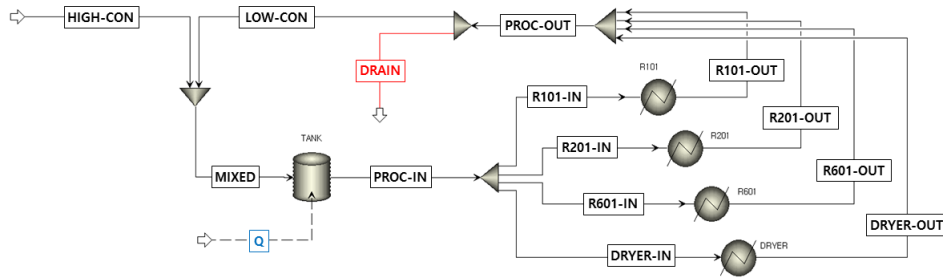


Figure 4. Process flow diagram of recycling condensate system (Design 1).

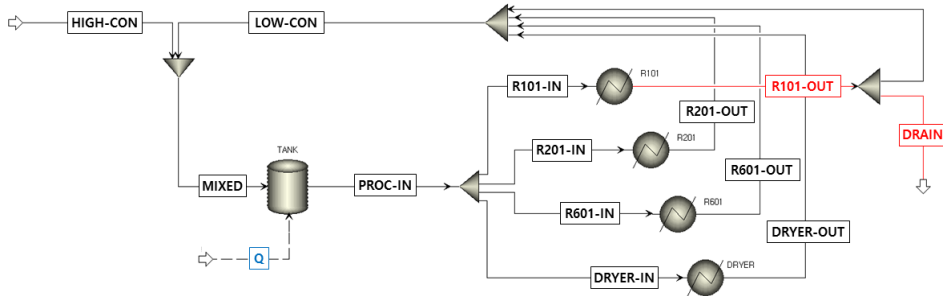


Figure 5. Process flow diagram of recycling condensate system (Design 2).

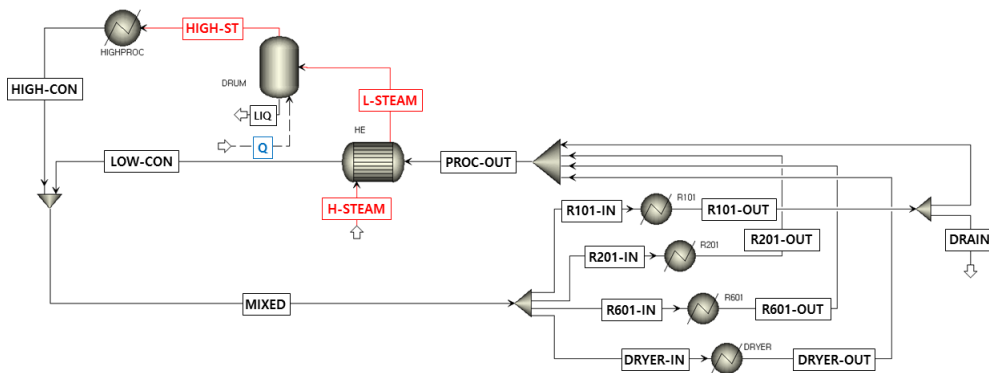


Figure 6. Process flow diagram of recycling condensate system (Design 3).

(R101-OUT)의 온도가 가장 낮다. 따라서 탱크 유입 흐름(MIXED)의 온도를 극대화하여 탱크에 필요한 스팀(TANK-IN)을 저감하고자 회수 응축수 배출 위치(DRAIN)를 R101로 변경하였다.

Figure 6은 사례 3의 응축수 재활용 공정 흐름도이며 앞선 두 사례와 다르게 응축수 회수 탱크가 아닌 열 교환기를 설치하였다. 고온 공정(HIGHPROC)에 사용되는 스팀(H-STEAM)과 저온 공정에서 배출된 응축수(PROC-OUT)의 열 교환을 위한 열교환기(HE)를 설치하고 회수 응축수(LOW-CON)의 온도를 높이고자 하였다. 고온 공정 스팀의 열 교환 후 발생하는 일부 응축수(L-STEAM)를 플래쉬 드럼(DRUM)을 통해 다시 스팀으로 전환하여 고온 공정의 열원(HIGH-ST)으로 사용하였다. 이때 플래쉬 드럼에서 기존 고온 공정에 사용한 스팀의 조건인 4.5 kg/cm² g로 만들기 위해서 추가적인 열 공급(Q)이 필요하다.

3.3. 결과

Table 6은 각 사례 별 저온 공정에서 필요한 열량의 모사 결과이다. 이를 각 설비의 실제 데이터와 비교했을 때 4.13% 이하의 오차를 보였으며 이를 통해 응축수를 재활용하여 저온 공정의 열원으로 활용하

는 것이 가능함을 확인하였다. 또한 사례 1과 2를 비교한 결과 DRAIN 위치를 변경함에 따라 LOW-CON의 온도가 73.5 °C에서 79.8 °C로 상승하였고, 사례 3에서는 MIXED의 온도가 90.0 °C가 되도록 열교환기를 설정하였을 때 LOW-CON의 온도는 87.0 °C로 계산되었다. 이를 고온 공정에서 생성되는 99 °C의 HIGH-CON와 MIXED의 온도는 각 사례에서 80.1, 85.2 그리고 90.0 °C임을 확인하였다. MIXED를 90.0 °C까지 승온하기 위해 사례 1, 2의 탱크에서는 각각 118615.0, 63120.1 kcal/h의 추가적인 열 공급이 필요하다. 사례 3의 경우 열 교환에 사용된 스팀의 일부가 액화되기 때문에 이를 다시 공정 유입조건으로 기화시킬 때 플래쉬 드럼에서 63696.5 kcal/h의 추가적인 열 공급이 필요하다.

각 사례에서 추가 열량 공급을 위한 추가 스팀 사용량은 탱크 및 플래쉬 드럼의 요구 열량과 스팀의 잠열을 이용한 식으로 산출하였으며 식은 아래와 같다.

$$q = m\lambda \tag{4}$$

Table 6. Calculation Results of the Heat Duty for the Recycling Condensate Systems

	Reactor	Heat duty (kcal/h)		Error (%)	LOW-CON temp. (°C)	MIXED temp. (°C)	Requirement of external heat (Q) (kcal/h)
		Plant data	Simulation				
Design 1	R101	124,107.1	124,794.0	0.55	73.5	80.1	118,615.0
	R201	31,026.8	31,267.0	0.77			
	R601	7,250.0	7,334.0	1.16			
	Dryer	32,682.2	33,700.0	3.11			
Design 2	R101	124,107.1	124,794.0	0.55	79.8	85.2	63,120.1
	R201	31,026.8	31,267.0	0.77			
	R601	7,250.0	7,334.0	1.16			
	Dryer	32,682.2	33,700.0	3.11			
Design 3	R101	124,107.1	124,974.0	0.70	87.0	90.0	63,696.5
	R201	31,026.8	31,330.0	0.98			
	R601	7,250.0	7,358.0	1.49			
	Dryer	32,682.2	34,031.0	4.13			

Table 7. Steam Consumption Reduction for the Recycling Condensate Systems

Category	Unit	Current process	Design 1	Design 2	Design 3
Requirement of external heat	kcal/h	195,066.1	118,615.0	63,120.1	63,696.5
Required steam	kg/h	393.1	239.1	127.2	128.4
Steam reduction rates	kg/h	0	154.0	265.9	264.7
Reduction ratio	%	0	39.2	67.6	67.3

식 (4)에서 q 는 Table 6에서 공정 모사 결과 산출된 요구 열량이며 m 과 λ 은 각각 스팀 사용량과 잠열이며 Table 2의 스팀 잠열인 496.1 kcal/kg을 이용하여 각 사례의 요구 스팀량을 산출하였다. Table 7은 기존 저온 공정과 각 사례의 저온 공정에서 스팀 사용량을 비교하여 산출한 스팀 저감량 및 저감률이다. 기존 공정과 비교하였을 때 저온 공정에서 사례 1~3의 스팀 저감률은 154.0, 265.9 그리고 264.7 kg/h이며 스팀 저감률은 39.2, 67.6 그리고 67.3%로 사례 2와 3의 스팀 저감량은 비슷한 결과를 보였다.

4. 경제성 평가

4.1. 평가 방법

세 가지 사례 중 가장 경제적인 응축수 재활용 모델을 도출하기 위해 경제성 평가를 진행하였다. 자본비는 각 사례에서 장치 비용만을 이용하였으며 공통적으로 요구되는 펌프, 배관, 밸브 비용은 비교 대상에서 제외하였다. 따라서 사례 1, 2에서는 탱크 비용만을, 사례 3에서는 열교환기 및 플래쉬 드럼 비용만을 고려하였다.

화학 산업에서 사용되는 장치의 가격은 지역, 시간 및 규모에 따라 다르기 때문에 정확한 값을 알지 못하면 알고 있는 장치의 가격을 바탕으로 원하는 장치의 현재 가격을 추산하여 사용해야 한다. 따라서 사례 1과 2의 탱크 비용은 1998년도 50000 gallon 규모의 탱크 가격 130200 USD[8]를 바탕으로 2019년 3000 gallon 규모의 탱크 가격을 추산하였다. 시간 및 규모에 대한 가격 추산을 위해 0.6 인자 법칙[9]과 화학공정 플랜트 비용 지수를 이용하였으며 식은 아래와 같다.

$$\text{Six-tenths rule: } \frac{\text{cost}_{\text{target}}}{\text{cost}_{\text{known}}} = \left(\frac{\text{size}_{\text{target}}}{\text{size}_{\text{known}}} \right)^n \quad (5)$$

$$\text{CEPCI}_{\text{present}} = \text{CEPCI}_{\text{known}} \left(\frac{I_{\text{present}}}{I_{\text{known}}} \right) \quad (6)$$

식 (5)에서 $\text{cost}_{\text{target}}$ 과 $\text{cost}_{\text{present}}$, $\text{size}_{\text{target}}$ 과 $\text{size}_{\text{present}}$ 는 각각 기준 년도와 환산 년도의 장치 비용과 규격을 의미하고 n 은 장치별 가격 지수를 의미하며 본 연구에서 탱크의 가격 지수로 0.32를 이용하였다[10].

식 (6)에서 $\text{CEPIC}_{\text{known}}$ 와 $\text{CEPIC}_{\text{present}}$, I_{known} 과 I_{present} 는 각각 기준 년도와 환산 년도의 플랜트 비용 지수와 장치 가격을 의미하며 1998년과 2019년도의 플랜트 비용 지수로 389.5, 607.5을 이용하였다[11,12].

사례 3의 열교환기 및 플래쉬 드럼 가격은 Aspen Plus 내의 Economics Tool을 이용하였으며[13] 각각 73,000과 121,900 USD로 산출되었다. 각 사례에서 구한 탱크, 열교환기 및 플래쉬 드럼의 가격은 2019년 1월부터 2019년 12월까지 1달러 당 평균 환율인 1166원을 이용하여 원화로 환산하였다[14].

본 연구에서는 산출한 자본비를 연간 스팀 저감량 비용과 비교하기 위해 자본회수계수를 이용하여 연간 자본비로 환산하였으며 식은 아래와 같다.

$$\text{CRF} = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (7)$$

식 (7)에서 n 은 장비 사용 기간, i 는 이자율을 의미하며 각 사례에서

Table 8. Result of Economic Evaluation

Category	Unit	Variables	Design 1	Design 2	Design 3
Investment cost	1×10^6 won	Tank (3,000 gallon, 2019)*	97.6	97.6	-
		Heat exchanger	-	-	85.1
		Flash drum	-	-	142.1
		Total	97.6	97.6	227.2
Saving cost	1×10^6 won/yr	Annual capital cost	10.8	10.8	25.2
		Annual saving cost	43.1	74.4	74.1
Evaluation	1×10^6 won	NPV	264.1	522.1	395.9

n 을 10년, i 를 국가 지표체계 회사체의 1년간의 평균인 2%로 가정하여[15] 자본회수계수를 0.111로 산출하였고, 이를 각 사례의 총 장치 비용에 곱하여 연간 요구되는 자본 비용으로 환산하였다. 연간 저감 비용은 공정 운전 시간으로 연간 8,000 h, 스팀 단가로 업체에서 제공한 35000원/톤을 사용하여 계산하였다.

최종적으로 각 사례의 경제성을 평가하기 위한 지표로 미래 이득의 현재가치를 환산하는 순현재가치를 비교하여 가장 경제적인 응축수 재활용 모델을 도출하였으며 순현재가치의 식은 아래와 같다.

$$NPV = \sum_{t=0}^T \frac{C_t}{(1+r)^t} \quad (8)$$

식 (8)에서 C_t 는 순현재흐름을 의미하며 각 사례별 연간 저감 비용과 자본 비용의 차이를 통해 산출하였다. T 는 사업의 전체 기간을 의미하며 본 연구에서는 앞에서 가정한 10년의 장치 사용 기간을 의미하고 t 는 각 사업의 년차를 의미한다. r 은 이자율로 중소기업 평균 대출 이자율인 3.7%로 가정하였다[16].

4.2. 결과

Table 8은 각 사례별 연간 자본 비용과 연간 저감 비용을 고려한 경제성 평가 결과이다. 경제성 평가 결과 연간 자본 비용은 사례 1과 사례 2에서 97.6 백만 원, 사례 3에서 227.2 백만 원으로 산출되었고 연간 저감 비용은 각 사례에서 43.1, 74.4, 그리고 74.1 백만 원으로 산출되었다.

사례 2와 3에서 연간 저감 비용의 차이는 0.3 백만 원으로 비슷하지만 사례 3에서 플래쉬 드럼의 비용이 142.1 백만 원으로 상당히 많은 비용이 요구되기 때문에 사례 2의 경우 좀 더 경제적인 것으로 판단된다. 결과적으로 순현재가치를 계산한 결과 각 사례에서 약 264.1, 522.1 그리고 395.9 백만 원으로 사례 2가 가장 경제적인 응축수 재활용 공정임을 확인하였다.

5. 결 론

본 연구에서는 응축수의 폐열 회수를 통한 에폭시 레진 생산 공정의 에너지 최적화에 관한 연구를 진행하였다. 먼저 Aspen Plus와 물 및 스팀 표준 상태방정식을 이용하여 기존 공정을 설계하였다. 공정에 필요한 열량을 계산한 결과 실제 데이터와 0.1%의 오차가 나타났으며, 전열 면적 및 응축수 재활용에 필요한 응축수량을 계산한 결과 응축수 재활용을 통한 폐열 회수가 가능함을 확인하였다.

그 후 세 가지 응축수 재활용 공정을 설계하고 사례 연구를 진행하였다. 사례 1과 2에서는 응축수 회수 탱크를 추가하고 탱크의 수위 조

절 및 물질수지를 맞추기 위한 응축수 배출 위치를 설정하여 설계하였으며, 사례 3에서는 고온 반응기 스팀을 열 교환 방식으로 이용하기 위해 열 교환기 및 플래쉬 드럼을 추가하여 설계하였다. 사례 1과 2에서는 저온 공정으로 공급되는 응축수를 설정 온도인 90 °C로 승온하기 위해 탱크에 필요한 열량만큼 스팀이 요구된다. 사례 3에서는 열 교환에 이용된 고온 반응기의 스팀을 다시 공급 조건으로 만들기 위해 필요한 플래쉬 드럼의 열량만큼 스팀이 요구된다. 각 사례별 응축수 재활용 공정을 통해 저온공정에서의 스팀 사용량을 154.0, 265.9 그리고 264.7 kg/h 저감할 수 있었으며 스팀 저감률은 39.2, 67.6 그리고 67.3%로 산출되었다.

계산된 결과를 바탕으로 가장 경제적인 사례를 도출하기 위해 연간 저감 비용과 자본 비용을 비교하여 경제성 평가를 진행하였다. 사례 1과 2에서 필요한 탱크, 사례 3에서 필요한 열교환기 및 플래쉬 드럼의 가격을 산출하였으며, 이를 연간 자본 비용으로 환산하여 스팀 절감에 따른 연간 절감 비용과 비교하였다. 경제성 평가 결과 순현재가치는 각 사례에서 약 264.1, 522.1 그리고 395.9 백만 원으로 산출되었으며 이를 통해 사례 2가 폐열 회수를 위한 가장 경제적인 응축수 재활용 공정임을 확인하였다. 해당 공정을 통해 응축수를 재활용함으로써 저온 공정에서 요구되는 스팀 사용량을 연간 최대 67.6%까지 저감 가능하며, 이에 따라 연간 최대 521.9 백만 원의 경제적 이득이 가능함을 확인하였다. 본 연구가 응축수 재활용 공정에 대한 사례를 제시함으로써 응축수의 폐열 회수를 통해 열 손실 문제를 해결하고 경제적 효과를 창출하는 데 도움을 줄 수 있을 것으로 기대된다.

감 사

본 논문은 한국생산기술연구원 “기업체 에너지공정 최적화 지원 사업(kitech-EE-20-0019)”의 지원으로 수행한 연구입니다.

References

1. K. I. Han and D. H. Cho, A study on the steam boiler with high compression waste heat recovery system, *J. Korean Soc. Fish. Ocean. Technol.*, **53**, 302-307 (2017).
2. Y. J. Kim, C. W. Jung, Y. J. Lee, S. S. Kim, and Y. T. Kang, Performance improvement of Cured-In-Place-Pipe(CIPP) process by boiler waste heat recovery, *Korean J. Air-Cond. Refrig. Eng.*, **25**, 164-167 (2013).
3. K. S. Koo, S. K. Bang, I. H. Seo, S. Y. Lee, E. S. Jeong, and C. S. Yi, A study on the engineering design for 250kW-grade waste gas heat recovery, *J. Korean Soc. Manuf. Proc. Engineers*, **18**, 90-95 (2019).

4. J. W. Lee, M. Y. Kim, J. H. Chi, S. M. Kim, and S. I. Park, A study of coal gasification process modeling, *Trans. Korean Hydrogen New Energ. Soc.*, **21**, 425-434 (2010).
5. I. K. Lee, S. S. Cho, S. J. Lee, and I. Moon, Case studies for SMR natural gas liquefaction plant by capacity in small scale gas wells through cost analysis, *J. Korean Inst. Gas*, **20**, 46-51 (2016).
6. J. H. Lim, Y. R. Choi, G. Y. Kim, H. J. Song, and J. H. Kim, Modeling of wet flue gas desulfurization process for utilization of low-grade limestone, *Korean Chem. Eng. Res.*, **57**, 743-748 (2019).
7. Steam Characteristics, website, https://www.thermexcel.com/english/tables/vap_eau.htm, Accessed 2nd, Sep. 2020.
8. H. P. Loh, Process equipment cost estimation final report, National Energy Technology Laboratory, 54 (2002).
9. Woo, S. K. and Jung, Y. S., Development and application of cost adjustment factor database for an approximate cost estimating system, *KSCE J. Civ. Eng.*, **21**, 659-708 (2001).
10. H. Silla, *CHEMICAL PROCESS ENGINEERING Design and Economics*, 71, Marcel Dekker Inc., NY, USA (2003).
11. J. M. N. Van Kasteren, and A. P. Nisworo, A process model to estimate the cost of industrial scale biodiesel production from waste cooking oil by supercritical transesterification, *Resour. Conserv. Recycl.*, **50**, 442-458 (2007).
12. O. V. Okoro and F. D. Faloye, Comparative assessment of thermo-syngas fermentative and liquefaction technologies as waste plastics repurposing strategies, *AgriEngineering*, **2**, 378-392 (2020).
13. J. W. Byun and J. H. Han, Process development and economic evaluation for catalytic conversion of furfural to tetrahydrofurfuryl alcohol, *Korean Chem. Eng. Res.*, **55**, 606-617 (2017).
14. Rate of Exchange, KOSIS, https://kosis.kr/statHtml/statHtml.do?orgId=101&tblId=DT_2KAA811, Accessed 2nd, Sep. 2020.
15. Trand of Market Interest Rates, website, http://www.index.go.kr/potal/main/EachDtlPageDetail.do?idx_cd=1073, Accessed 2nd, Sep. 2020.
16. J. H. Jo, J. S. Jeong, and J. H. Bae, Economic feasibility and impact analysis of cellulose bioethanol production in Korea, *New Renew. Energy*, **12**, 149-155 (2016).

Authors

Jinuk Kim; Researcher, Green Materials and Processes R&D Group, Korea Institute of International Technology, Ulsan 44413, Korea; kju0316@kitech.re.kr

Yeongryeol Choi; B.Sc., Researcher, Green Materials and Processes R&D Group, Korea Institute of International Technology, Ulsan 44413, Korea; cry94@kitech.re.kr

Hyungtae Cho; Ph.D., Senior researcher, Green Materials and Processes R&D Group, Korea Institute of International Technology, Ulsan 44413, Korea; htcho@kitech.re.kr

Junghwan Kim; Ph.D., Principal Researcher, Green Materials and Processes R&D Group, Korea Institute of International Technology, Ulsan 44413, Korea; kjh31@kitech.re.kr