

삼염화실란 정제공정에서의 분리벽형 증류탑 적용

홍승택, 이문용*

영남대학교 디스플레이화학공학부
712-749 경북 경산시 대동 214-1

(2010년 1월 11일 접수; 2010년 3월 23일 수정본 접수; 2010년 3월 25일)

Application of a Divided-Wall Column for the Trichlorosilane Refining Process

Seungtaek Hong and Moonyong Lee*

School of Display and Chemical Engineering, Yeungnam University
214-1 Dae-dong, Gyeongsan, Gyeongbuk 712-749, Korea

(Received for review January 11, 2010; Revision received March 23, 2010; Accepted March 25, 2010)

요 약

본 연구에서는 상용 폴리실리콘 제조공정 중 삼염화실란 정제공정에 사용되는 증류탑에 대해 분리벽형 증류탑을 적용하는 방안을 제안하였다. 상용 전산모사 프로그램(HYSYS)을 통해 기존의 단순 증류탑을 사용한 정제공정과 분리벽형 증류탑으로 대체한 공정을 각각 전산모사 하여 같은 순도와 수율로 삼염화실리콘을 정제할 때 증류탑에서 소모되는 에너지와 투자비용 효과를 비교 분석하였다. 그 결과, 분리벽형 증류탑을 적용한 정제공정이 기존 정제공정에 비해 약 61%의 에너지 절감 효과와 58%의 투자비용 절감효과를 가지는 것으로 확인되었다.

주제어 : 삼염화실란, 정제공정, 증류공정, 분리벽형 증류탑

Abstract : In this study, we suggest the application of the divided-wall column (DWC) to the existing trichlorosilane(TCS) purification process in the commercial polysilicon manufacturing process. Using Aspen HYSYS V7.1, an extensive simulation study was carried out for the analysis of the energy consumptions and capital cost for the conventional sequential distillation configuration and the DWC for producing a given purity and yield of trichlorosilane. As a result, it is shown that the DWC saves the separation energy by 61% and the equipment cost by 58% compared with the conventional distillation process.

Keywords : Trichlorosilane, Refining process, Distillation process, Divided-wall column

1. 서 론

대기 중에 이산화탄소와 같은 지구온난화 현상의 주원인이 라고 널리 알려져 있는 온실가스의 양이 점차 증가함에 따라 최근 전 세계적으로 '저탄소 녹색성장'을 내세운 친환경적인 정책 및 연구 등에 많은 관심이 모아지고 있다. 에너지 변환 시 이산화탄소의 발생량이 많은 화석연료의 사용을 줄이는 한편

이를 대체하여 사용할 수 있으며 환경오염의 걱정이 없는 신재생에너지 개발에도 많은 관심이 집중되고 있다. 이러한 신재생 에너지 중에서 태양광 발전이 가장 경쟁력이 있는 것으로 알려져 있다. 이는 태양에너지의 이용 가능량이 전 세계 연간 에너지 소비량의 2850배에 달하여 영구적으로 무한한 양을 활용할 수 있고[1], 태양이 비치는 곳이면 어느 곳에서나 태양광 발전을 사용할 수 있기 때문에 다른 신재생 에너지들에 비해 설치에 지역적 제약이 적어 다양한 분야에서 활용될 수 있기 때문이다.

* To whom correspondence should be addressed.
E-mail: mynlee@yu.ac.kr

이러한 태양광 에너지를 활용하기 위해서는 태양전지가 필요한데, 이 태양전지의 소재가 되는 것 중에 하나가 폴리실리콘이다. 이 폴리실리콘은 태양전지의 소재가 될 뿐 아니라 전자 및 반도체 산업의 기본 소재로도 사용되고 있어 수요가 계속해서 증대되고 있다. 이와 더불어 폴리실리콘 생산을 위해 가장 많이 사용되는 원료인 삼염화실란(trichlorosilane, TCS)의 수요도 함께 증가하고 있다. 하지만 삼염화실란 생성반응에서는 다수의 불순물이 함께 생성되기 때문에 이를 분리해내기 위한 공정이 필수적이다.

서로 다른 비점을 가진 A, B, C가 섞여 있는 3성분계 혼합물에서 이들 성분을 각각 분리해내기 위해서는 일반적으로 순차적으로 배열된 2기의 증류탑을 이용한 방법이 많이 사용된다. 구체적으로, A가 가장 저비점, C가 가장 고비점을 가질 때 첫 번째 증류탑에서 A를 먼저 분리하고 두 번째 증류탑에서 B와 C를 분리해내는 직접배열 방법과 첫 번째 증류탑에서 C를 먼저 분리하고 두 번째 증류탑에서 A와 B를 분리해 내는 간접배열 방법이 있다.

이러한 순차적인 증류탑의 배열을 통한 분리과정에서는 Figure 1에 보인 바와 같이 첫 번째 증류탑 내부에서 중간비점 물질인 B의 성분 분포가 일정하게 증가하거나 감소하지 않고 일부 영역에서 최대치를 나타냈다가 다시 감소하는 재혼합 현상이 발생하게 되며 이는 분리에서의 에너지 효율을 떨어뜨리는 결과를 가져온다.

삼염화실란을 정제하기 위한 과정에서도 증류를 통한 고순도 정제과정이 동반되는데 증류공정의 특성상 많은 에너지를 소비하게 된다. 이렇게 증류과정에서 소비되는 에너지를 절감하기 위한 방법 중 열적으로 결합된 복합 증류구조를 통한 에너지 절감 방안이 있는데, Figure 2에서와 같이 원료가 예비분리기에서 예비분리가 일어난 후 주분리기로 들어가는 구조인 Petlyuk 증류탑[2]도 그 중 하나이다. 분리벽형 증류탑(Divided Wall Column, DWC)은 Figure 3에서 볼 수 있듯이 주분리기 내부에 분리벽을 설치함으로써 Petlyuk 증류탑의 예비분리기와 같은 기능을 가지도록 한 형태로써 예비분리기와 주분리기 간의 압력 균형이 자연스럽게 이루어져 Petlyuk 증류탑과 동일한 에너지 절감효과를 가지면서도 Petlyuk 증류탑

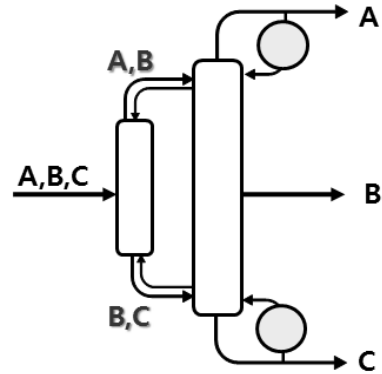


Figure 2. Structure of the typical Petlyuk column.

이 가지고 있던 운전상의 어려움이 제거된 큰 장점을 가지고 있다.

분리벽형 증류탑은 일반 증류탑을 사용하는 것에 비해 약 30% 정도의 에너지 절감효과를 가지고 있다고 알려져 있다 [9]. 본 연구에서는 이러한 분리벽형 증류탑을 폴리실리콘 정제과정에 적용하는 방법을 제안하고, 에너지 소비 정도와 장치비용에 대한 경제성 평가를 통해 기존의 폴리실리콘 정제과정과 비교해 보고자 한다.

2. TCS 정제과정 분석

폴리실리콘을 제조하는 방법은 크게 Siemens공법과 FBR (Fluidized-Bed Reactor)공법으로 나뉘는데 이 중 Siemens공법이 전 세계 생산량의 90%를 차지하고 있다. Siemens공법도 중간재로 사용되는 가스의 종류에 따라 TCS를 이용하는 방법과 모노실란(SiH₄)을 이용하는 방법이 있다. 하지만 모노실란은 폭발성이 강해 다루기가 어렵고 제조 과정에서 실리콘 분말이 부산물로 다량 발생하는 탓에 TCS를 이용하는 방법이 주로 사용되고 있다[3].

일반적으로 TCS를 제조하는 방법은 크게 두 가지로 나뉜다.

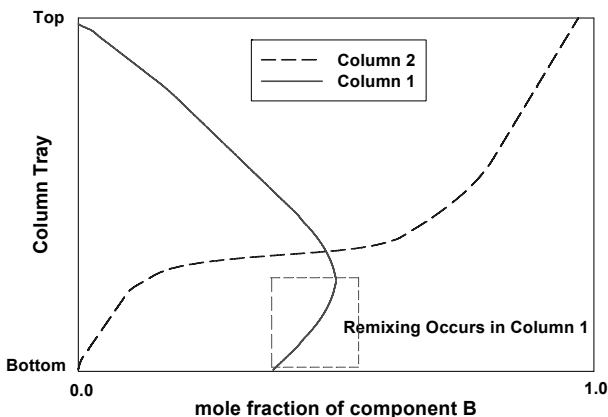


Figure 1. Remixing in a conventional distillation column.

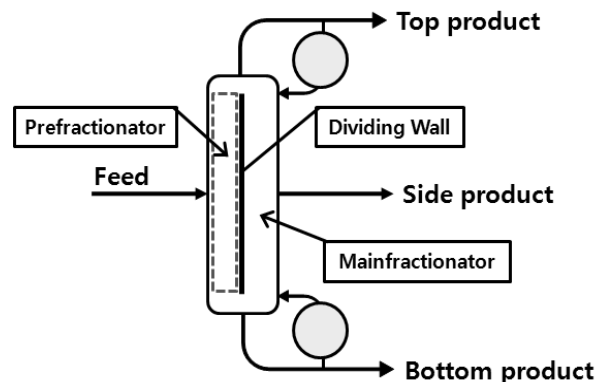
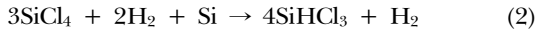


Figure 3. Structure of the typical divided wall column.



200~400℃의 유동층 반응기에서 MG-Si (metallurgical-grade silicon)에 HCl을 공급하면 (1)과 같은 수염화반응 (hydrochlorination)이 일어나고 400~700℃의 유동층 반응기에서 MG-Si에 STC (silicon tetrachloride)와 H₂를 동시에 공급하면 (2)와 같은 수첨반응(hydrogenation)이 일어난다 [4-6]. (1)과 (2)의 반응을 통해 제조된 crude TCS는 정제공정을 통해 반도체 웨이퍼 생산 등으로 사용되는 9N (99.9999999%) 이상 순도의 EGS (electronic grade silicon)와 태양전지를 만들 때 사용되는 6N (99.9999%) 정도의 순도를 가지는 CGS (chemical grade silicon)로 분리된다. 하지만 MG-Si의 반응으로부터 생성된 최초의 crude TCS에는 부반응에 의해 생성된 STC나 DCS (dichlorosilane) 및 MCS (monochlorosilane)와 같은 염화실란과, MG-Si에 포함되어 있던 Al, Fe, Cu, Ca, B, P 등의 불순물이 HCl과 반응하여 생성된 metal chloride가 존재하게 된다. 또한 주반응에서 함께 넣어주었던 H₂와 HCl 등이 반응되지 않고 남아 있기도 한다. 이러한 불순물을 제거하고 6N이나 9N의 고순도로 TCS를 분리하기 위한 정제공정에서는 Figure 4에서와 같은 순차적으로 배열된 5기의 증류탑이 사용되는데 증류공정의 특성상 많은 양의 에너지가 소비된다. 이미 TCS 정제공정에서 소비되는 에너지를 절감하기 위한 여러 가지 연구들이 시도되었지만 [7,8,11] 본 연구에서는 기존 TCS 정제공정에 사용되고 있는 일반 증류탑에 대해 증류탑 내부에 분리벽이 있는 분리벽형 증류탑을 대체 적용하는 방법에 주안점을 두어 연구하였으며, 화학적인 반응을 이용해 불순물을 제거하는 방법이 아닌 증류탑의 구조적인 변경을 통한 TCS 정제공정에서의 에너지 절감을 달성하고자 한다.

TCS 정제공정의 진행과정을 살펴보면 1st column에 들어간 crude TCS는 탑의 상부로 수소 및 소량의 DCS와 HCl로 이루어진 저비점 불순물 가스가 분리되고 탑의 하부로는 액체

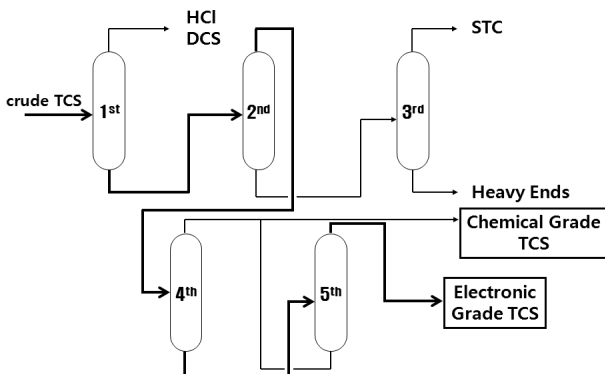


Figure 4. Column structure of the distillation process for refining TCS.

Table 1. Conditions of the feed stream to the 1st column at 60℃ and 0.648 MPa

Component	Mass flow (kg/h)	Mass fraction (%)
HCl	8	0.42
DCS	25	1.31
TCS	1,740	91.15
STC	100	5.24
Heavies	36	1.88
Total	1,909	100

TCS, STC가 분리된다. 2nd column에서는 증류를 통해 TCS는 탑의 상부로 STC 및 분자량이 큰 불순물은 탑 하부로 분리된다. 3rd column은 STC와 고비점 불순물을 분리하여 고순도 STC를 만들기 위한 증류탑이다. 여기서 분리된 고순도의 STC는 재생되어 식(2)와 같이 MG-Si에서 TCS를 제조하는 경우에서 재사용된다. 4th와 5th column은 TCS를 순도별로 분리를 하는 과정으로서 최종적인 TCS 순도에 영향을 끼친다. 2nd column에서 STC와 분리가 되어 나온 TCS를 4th column에서 TCS와 끓는점이 비슷한 BCl₃를 일부 TCS와 함께 탑 상부로 제거하여 저비점 불순물을 분리하고 5th column에서 PCl₃를 일부 TCS와 함께 탑 하부로 제거하여 고비점 불순물을 분리해내는 이중 증류방식을 이용하면 최종적으로 다섯 번째 증류탑의 상부로 분리되는 물질은 EGS로서 반도체를 생산할 수 있는 고순도의 TCS가 된다[10,11]. 여기서 4th column에서 상부로 분리한 BCl₃를 포함한 TCS와 5th column에서 하부로 분리한 PCl₃를 포함한 TCS를 모으면 태양전지의 재료가 되는 CGS가 된다.

3. TCS 정제공정 전산모사

TCS를 고순도로 정제하기 위해서 촉매로 불순물을 제거하거나 흡착, 가수분해의 방법을 사용하는 등의 여러 가지 연구들이 진행되었으나[12-15] 여기에서는 앞에서 언급한 대로 가장 널리 사용되는 방법인 5기의 순차 배열 증류탑을 이용하여 TCS를 정제하는 공정을 대상으로 연구를 수행하였다. TCS 정제공정에 대한 전산모사를 위해서 Aspen HYSYS V7.1을 사용하였다. 1st column으로 유입되는 원료는 Table 1과 같으며 앞에서 설명했던 crude TCS를 제조하는 방법 중 수염화반응을 통해 생성되는 물질을 기준으로 구성하였다. 증류탑 내부 흐름에서의 기-액 평형계산을 위해서 NRTL 식을 이용하였다.

Figure 2에서 나타낸 TCS 정제공정을 기본으로 모사하였으며, 여기에서 계산된 각 증류탑과 흐름에 대한 정보는 Table 2와 Table 3에 수록하였다. 공정에서 1st column은 부분응축기를 적용하였고, 그외의 column은 완전응축기를 적용하였다.

증류탑에서 에너지가 소비되는 부분은 응축기와 재비기, 두 부분이지만, 여기에서는 각 증류탑의 재비기에 소요되는 에너지만을 비교하였다. 5기의 각 증류탑으로부터 계산된 재비기의 에너지 소모량을 Table 4에 나타내었다.

Table 2. Comparison of the conventional distillation columns

		1 st column	2 nd column	3 rd column	4 th column	5 th column
Column internal		Bubble-cap tray		Packed with 3/4" ceramic raschig ring		
Number of tray		45	40	40	45	24
Diameter (m)		2.9	0.4	1.3	0.2	1.1
Max flooding (%)		80.1	80.1	79.4	81.7	80.8
Feed stage		13	11	11	9	13
Column temp. (°C)	Top	50	50	50	52	52
	Bot.	101	75	75	56	55
Column pressure (MPa)	Top	0.669	0.182	0.182	0.182	0.182
	Bot.	0.669	0.182	0.182	0.213	0.213

Table 3. Product stream conditions of the conventional distillation columns

	1 st column		2 nd column		3 rd column		4 th column		5 th column		
	Top	Bot.	Top	Bot.	Top	Bot.	Top	Bot.	Top	Bot.	
Temp. (°C)	22.1	101.1	49.9	80.1	75.5	128.1	49.9	55.1	43.9	55.4	
Pressure (MPa)	0.669	0.669	0.182	0.182	0.182	0.182	0.182	0.213	0.182	0.213	
Mass flow (kg/h)	HCl	8	0	0	0	0	0	0	0	0	
	DCS	25	0	0	0	0	0	0	0	0	
	TCS	2	1738	1735	3	3	0	260	1475	1389	86
	STC	0	100	2	98	97	1	0	2	0	2
	Heavies	0	36	0	36	0	36	0	0	0	0

Table 4. Heat duties of the conventional distillation columns

	1 st column	2 nd column	3 rd column	4 th column	5 th column	Total
Heat duty (MW)	11.35	0.15	1.88	0.05	1.35	14.78

이 표에서 볼 수 있듯이 1st column 재비기의 에너지 소모량이 전체의 77%를 차지해 다른 증류탑의 재비기 에너지 소

모량에 비해 상당히 큰 값을 가지는 것을 확인할 수 있었다.

또한 각 증류탑 내부의 성분분포를 분석한 결과 순차적 증류 방식으로 3성분계 물질을 분리할 경우, Figure 5에서 보인 바와 같이 중간비점 물질인 TCS의 재혼합 현상이 발생하는 것을 확인할 수 있었다.

기존의 TCS 정제공정을 전산모사 한 결과 1st column은 증류탑 내부에서 TCS의 재혼합 현상이 일어나고 전체 재비기의 에너지 소모량의 약 77%를 차지해 에너지 소모가 다른 증류탑에 비해 크다. 따라서 1st column과 2nd column를 통합하여 하나의 분리벽형 증류탑으로 만든다면 재혼합 현상이 일어나는 것을 방지하여 분리과정에서의 소요 에너지를 절감할 수 있을 것으로 예상된다.

4. 분리벽형 증류탑의 적용

앞에서 TCS 정제공정을 모사한 결과를 기본으로 하여 1st column과 2nd column을 하나로 통합하여 하나의 분리벽형 증

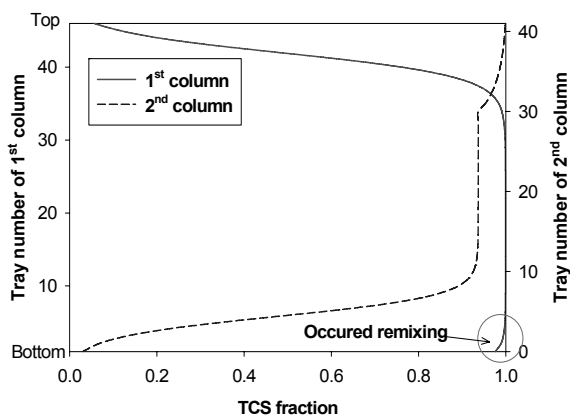


Figure 5. Composition profiles of TCS in the 1st and 2nd columns in the existing TCS refining process.

류탑으로 대체할 수 있도록 설계하였으며, 그 구도를 Figure 6에 나타내었다. 분리벽형 증류탑으로 crude TCS가 유입되며 탑 상부로부터 수소 및 소량의 DCS와 HCl로 이루어진 저비점 불순물 가스가 주로 분리·제거되고 탑의 하부로는 액체 STC 및 분자량이 큰 불순물이 분리되며 탑의 중간 부분에서 TCS를 얻을 수 있다. 대체된 분리벽형 증류탑에서는 탑 중간 생산물의 TCS 회수율과 순도가 기존 공정과 일치하도록 모사하였으며, 압력은 불순물 가스 성분의 응축을 위하여 기존 공정 1st column의 압력과 같은 6.6 atm으로 설계하였다. 1st column과 2nd column 외의 다른 증류탑은 기존 TCS 정제 공정 구도를 그대로 유지하였다. 공정모사 프로그램에서 분리벽형 증류탑을 직접적으로 모사할 수 없기 때문에 분리벽형 증류탑과 동일한 열적흐름을 보여주는 Petlyuk 증류탑(Figure 2) 구성을 활용하였다. 예비분리기와 주분리기를 각각 설계하여 내부 흐름을 연결함으로써 분리벽형 증류탑의 내부흐름(Figure 7)을 모사하는 방법을 이용하였다[14]. HYSYS의 LK(Light Key)와 HK(Heavy Key)를 기준으로 증류탑을 설계하는 Shortcut 방법을 통해 Figure 8과 같은 구조로 증류탑을 배치한 후 예비분리기와 주분리기의 각 단수와 원료 유입 단 및 측면 흐름 유출 단 위치를 구하였다. 예비분리기는 재비기와 응축기가 없는 일반 분리기를 사용하였고 주분리기는 재비기와 부분응축기가 각각 1개씩 있는 증류탑을 사용하였다.

Table 5에 주요 모사조건과 결과를 나타내었다. 모사결과, 기존의 순차배열 단순 증류탑 공정의 2nd column 탑정에서 얻어지는 TCS 생산물과 같은 순도와 유량을 분리벽형 증류탑에서 생산하기 위하여 재비기에서 소모된 에너지는 4.53 MW였다. Table 2와 5에서 볼 수 있듯이 동일 압력임에도 불구하고 분리벽형 증류탑의 탑정 온도가 기존 공정 1st column 탑정의 온도보다 높은 이유는 분리벽형 증류탑을 사용할 경우에 탑정 생산물 중의 TCS 함유량이 좀 더 증가하기 때문으로 설명된다. 분리벽형 증류탑의 경우 중간생산물에서의 TCS 순도와 전체적인 TCS 회수율을 기존공정과 같게 유지할 때 탑정 생산물로 유실되는 TCS 양이 다소 늘어나지만, 동시에 탑정

Table 5. Specification of a divided-wall column

Number of tray	Prefraction-ator	48
	Main Column	67
Feed stage (prefractionator)		25
Tray type		Bubble cap
Column temp. (°C)	Top	74.7
	Bottom	136.1
Column pressure (MPa)	Top	0.669
	Bottom	0.669

생산물로 유실되는 TCS 양이 그만큼 줄어드는 현상을 보이게 된다.

Table 4에서 나타난 일반 증류공정 배열의 재비기 에너지 소모 중 1st column과 2nd column의 재비기에서 소모된 에너지의 합은 11.50 MW이었으므로 TCS 정제공정에서 기존의 일반 증류탑을 분리벽형 증류탑으로 대체하여 사용할 경우 약 61%의 에너지 절감효과를 얻을 수 있음을 전산모사를 통해 확인할 수 있었다.

5. 경제성 평가

지금까지의 전산모사 실험을 통해 TCS 정제공정에서 기존의 일반 증류탑을 사용하는 것에 비해 분리벽형 증류탑을 적용하는 것이 더 나은 에너지 효율을 가지는 것으로 확인되었다. 하지만 분리벽형 증류탑을 실제 TCS 정제공정에 적용하기 위해서는 에너지 효율뿐만 아니라 초기 투자비용에 대해서도 비교해 볼 필요가 있다. 여기서는 증류탑의 비용을 산출함에 있어 비용에 큰 영향을 주는 요소인 탑(vessel), 단(tray), 응축기(condenser), 재비기(reboiler)의 4개 주요 장치의 가격을 기준으로 하여 투자비용을 분석하였다.

탑의 가격을 계산하기 위해서는 먼저 탑의 기본가격(base

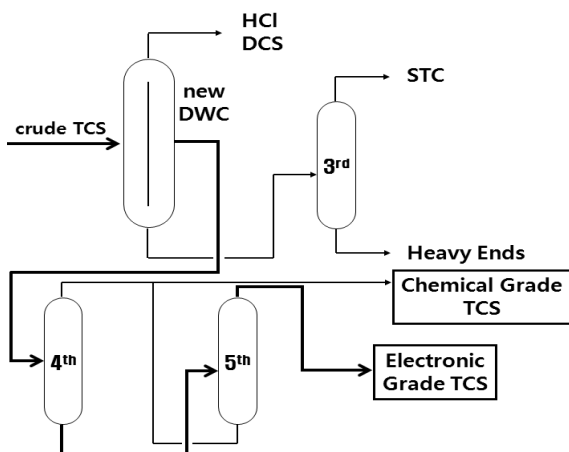


Figure 6. Application of the divided-wall column to the TCS refining process.

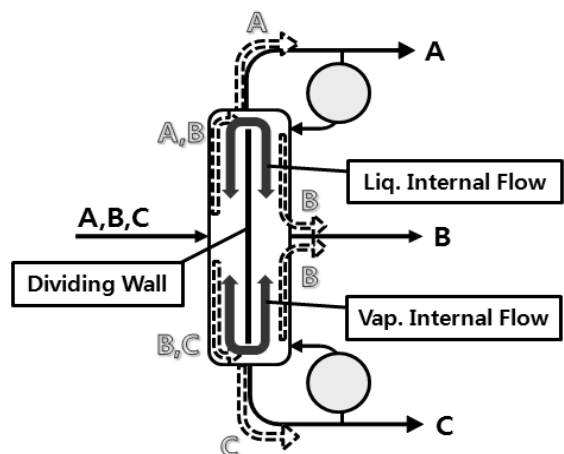


Figure 7. Internal flow of the divided-wall column.

Table 6. Vessel dimension and costs of each distillation column

	1 st column	2 nd column
Diameter (m)	2.9	0.41
Height (m)	32.82	29.77
Base cost (\$)	48,380	5,732
Update factor		5.00
Module factor		4.23
Material and pressure factors	3.85	3.67
Final cost (\$)	1,670,000	197,900

cost, BC)을 산출하여야 하는데, 탑의 높이와 직경을 식(3)에 대입함으로써 이를 얻을 수 있다[15].

$$BC = C_0 (L/L_0)^\alpha (D/D_0)^\beta \tag{3}$$

여기서 L은 탑의 높이, D는 탑의 직경을 의미한다. C₀ = 1000(\$), L₀ = 4(ft), D₀ = 3(ft), α = 0.81, β = 1.05를 사용하였으며 탑의 직경은 식(4)를 이용하여 증류탑 내부의 최대 flooding이 80%가 넘지 않도록 계산하여 산출하였다.

$$BMC = (BC) (MPF - MF - 1) (UF) \tag{4}$$

이 기본가격 BC에 (4)와 같이 탑의 재질과 내부 압력에 의한 인자인 MPF (material and pressure factors), 기본가격에 대한 MF (module factor), 2008년 기준 가격 인상률을 나타내는 UF (update factor)를 반영하여 최종적인 탑의 가격 BMC (updated bare module cost)를 얻었으며 그 결과는 Table 6에 나타난 바와 같다. 탑의 재질은 SUS316을 사용하는 것으로 하였다.

단의 가격은 (3)에 C₀ = 180 (\$), L₀ = 10 (ft), D₀ = 2 (ft),

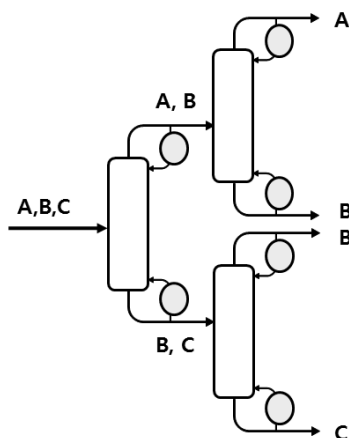


Figure 8. A schematic diagram of the sloppy column configuration for the DWC structure design.

Table 7. Tray dimension and costs of each distillation column

	1 st column	2 nd column
Tray type	Bubble cap	Bubble cap
Tray spacing (m)		0.610
Base cost (\$)	14,240	743
Update factor		5.00
Module factor		1.00
Material and pressure factors		4.50
Final cost (\$)	320,700	16,720

Table 8. Condenser and reboiler cost of each distillation column

	Condenser		Reboiler	
	1 st column	2 nd column	1 st column	2 nd column
Base cost (\$)	80,350	4,642	42,780	994
Update factor		5.00		5.00
Module factor		3.29		3.29
Material and pressure factors		3.188		5.063
Final cost (\$)	2,202,000	127,200	1,574,000	36,560

Table 9. Summary of equipment cost for 1st and 2nd columns

	1 st column	2 nd column	Total
Vessel	1,670,000	197,900	1,868,000
Tray	320,700	16,720	337,400
Condenser	2,202,000	127,200	2,329,000
Reboiler	1,575,000	36,560	1,612,000
Total cost (\$)	5,768,000	378,400	6,146,000

α = 0.97, β = 1.45를 적용하고 단의 재질과 형태에 따른 인자를 함께 고려하여 구하였으며, Table 7에 그 결과를 표기하였다.

응축기와 재비기의 기본 가격은 식(6)을 이용하여 구하였다.

$$BC = C_0 (A/A_0)^\alpha \tag{6}$$

여기서 A는 열전달 면적을 나타낸다. 최종 가격은 C₀ = 5000 (\$), A₀ = 400 (ft²), α = 0.65를 이용하고 기본가격과 Table 8에 나타난 각 인자들을 식(5)에 대입하여 산출하였으며, 그 결과는 Table 8과 같다.

위의 결과를 종합하면 기존의 TCS 정제공정의 1st column과 2nd column에 소요되는 장치비용은 Table 9과 같다.

분리벽형 증류탑의 장치 가격 계산과정도 일반 증류탑의 경우와 같으나 차이가 있다면 증류탑 내부에 들어가는 분리벽의

Table 10. Summary of the equipment costs for DWC

	Divided-wall column
Vessel	392,100
Wall	53,050
Tray	43,780
Condenser	1,551,000
Reboiler	545,100
Total Cost(\$)	2,585,000

가격을 산정해 주어야 한다는 것이다. 분리벽의 가격은 수직탑의 가격을 이용해 예비분리기 크기만큼의 분리벽이 존재하는 것으로 간주하여 수직탑의 걸넓이를 분리벽이 필요한 면적으로 비례하여 계산하였다. 그 외 단의 종류는 bubble cap, 단의 간격은 0.610 m를 사용하였다. 분리벽형 증류탑의 직경 역시 최대 flooding이 80%를 넘지 않도록 계산하였으며, 그 결과 0.56 m를 얻었다. 이 수치들을 이용해서 일반 증류탑과 같은 방식으로 계산하여 Table 10의 결과를 얻을 수 있었다.

표에서 볼 수 있듯이 기존의 TCS 정제공정에서 사용되던 1st column과 2nd column의 장치비용이 \$6,146,000이고 대체 적용한 분리벽형 증류탑의 장치비용은 \$2,585,000으로써, 분리벽형 증류탑의 장치 가격이 기존의 증류탑에 비해 약 58% 더 저렴하게 되어, 분리벽형 증류탑이 운전비용뿐만 아니라 투자비용 면에서도 상당한 장점을 가지고 있는 것으로 나타났다.

6. 결 론

TCS 정제공정에서 사용되는 5기의 일반 증류탑 중 재혼합 현상이 나타나고 재비기의 에너지 소모가 심한 1st column과 2nd column에 대하여 분리벽형 증류탑으로 대체 적용하였다. 기존의 공정과 분리벽형 증류탑이 적용된 공정에 대한 각각의 전산모사를 통해 TCS 정제과정에서 소모되는 에너지를 비교했다. 전산모사 결과 TCS 정제공정에서 일반 증류탑을 사용하는 것에 비해 분리벽형 증류탑을 적용하는 것이 증류과정에서 소비되는 에너지를 약 61%까지 절감할 수 있는 것을 확인할 수 있었다. 또한 장치 가격에 대한 경제성분석 결과에서도 일반 증류탑을 사용하는 것에 비해 분리벽형 증류탑을 적용하는 경우에 약 58%를 절감할 수 있는 것으로 확인되었다. 이와 같이 TCS 정제공정에서의 분리벽형 증류탑을 대체 적용한다면 TCS 생산원가가 절감에 상당부분을 기여할 수 있을 것으로 예상되며 추가적인 최적화가 수행된다면 더 많은 에너지를 절감할 수 있을 것으로 기대된다.

감 사

이 연구는 2009 일반연구지원사업에서 지원하여 연구하였음에 이에 감사드립니다.

참고문헌

1. <http://www.energyblueprint.info/resources.0.html>
2. Petlyuk, F. B., Platonov, V. M., and Slavinskii, D. M., "Thermodynamically Optimal Method of Separating Multicomponent Mixtures", *Int. Chem. Eng.*, **5**(3), 555-561 (1965).
3. Electronic Parts & Components, 2007, No. 11, pp. 36.
4. Handbook of Photovoltaic Science and Engineering, John Wiley & Sons, Ltd, 2003, pp. 153-204.
5. Hiroshi, K., and Kumi, O., "Development Trend for High Purity Silicon Raw Material Technologies", *Sci. Technol. Trends*, (24), 38-50 (2007).
6. Uda, H., Abang, A. E., and Ibrahim, A., "High Purity Polycrystalline Silicon Growth and Characterization", *Chiang Mai J. Sci.*, **34**(1), 47-53 (2007).
7. Kloepper, H., "Separation of Chlorosilanes from Gaseous Reaction Products", US Patent No. 3,500,613 (1970).
8. Union Carbide, "Low Cost Solar Array Project. Feasibility of the Silane Process for Producing Semiconductor-Grade Silicon", Final Report, Oct 1975-Mar 1979, JPL Contract 954, 334, Jun 1979.
9. Massimiliano, E., Giuseppe, T., Ben-Guang, R., Daniele, D., and Ilkka, T., "Energy saving and capital cost evaluation in distillation column sequences with a divided wall column", *Chem. Eng. Res. Des.*, **87**, 1649-1657 (2009).
10. Fang, C. S., et al., "Process Feasibility Study in Support of Silicon Material Task I. Quarterly Technical Progress Report (VIII)", Lamar University, Chemical Engineering Department, 1978.
11. Drews, M. A., Boggs, B. E., Digges, T. G., Jr. Yaws, C. L., "High Purity Silicon Manufacturing Facility", Texas Instruments Inc Dallas, Final Technical Report 1, Jul., 69-31, 1971.
12. Gribov, B. G., and Zinov'ev, K. V., "Preparation of High-Purity Silicon for Solar Cells", *Inorg. Mater.*, **39**(7), 653-662 (2003).
13. Gribov, B. G., and Zinov'ev, K. V., "Hydrometallurgical Purification of Metallurgical-Grade Silicon", *Rare Metals*, **28**(3), 221-225 (2009).
14. Coso, G., del, Zamorano, J. C., Caniizo, C., del, Lelievre, J., F., Hofstetter, J., and Luque, A., "Solar-Grade Silicon Production through Trichlorosilane Decomposition", Proceedings of the 2009 Spanish Conference on Electron Devices, 360-363 (2009).
15. Seung, H. L., and Moon, Y. L., "The Study of Structure Design for Dividing Wall Distillation Column", *Korean Chem. Eng. Res.*, **45**(1), 39-45 (2007).
16. Systematic Methods of Chemical Process Design, Prentice Hall, 2003, pp 110-141.