

증류탑 제어시스템에 관한 일반적 고찰(II) -기본 Loop 제어방식을 중심으로

A Survey on Distillation Column Control System (II) -Focused on Basic Loop Control Method

김 흥 식, 안 성 모 (한국하니웰 ACS 팀)
이 광 순 (서강대학교 화학공학과)

I. 서론

증류탑의 안정조업을 위해서 생산물의 조성, 탑 내부 압력, 탑저와 receiver 의 액위 및 채비기 등의 부속 장치와 공정변수를 제어하는 다양한 기법이 적용되고 있다. 본 고에서는 이들에 대한 기본적인 제어방식의 특성과 적용상황 등을 살펴보고자 한다.

II. 압력제어 방법

증류탑에서의 압력은 탑 내부의 모든 열역학 및 이동현상에 직접적으로 영향을 주므로 최우선적으로 안정화 시켜야 할 제어변수로 정의된다. 압력이 한번 흔들리게 되면 안정화 시키기가 쉽지않고 과급효과가 빠르기 때문에 어떤 경우에서든 압력의 급작스러운 변화는 피하는 것이 좋다. 증류탑의 압력은 채비기에 의해 생성되고 응축 또는 venting 에 의해 소멸되는 데, 이 원리를 이용하여 크게

- (1) 탑정 vapor venting 양 혹은 inert gas 주입량 조절
- (2) 응축기 유효 열전달 면적 조절
- (3) 냉각매체 조절
- (4) 응축 vapor 양 직접조절

등의 방법 중의 하나로 제어되고 있다. 이 중 어떤 방법을 택하느냐 하는 문제는 탑정 vapor 의 특성과 응축기시스템에 따라 결정된다. Total condenser 의 경우에는 (2)의 방법이 효과적이며, partial condenser 의 경우는 (1)의 방법이 훨씬 효과적이다. 만약 vapor 가 inert gas 를 포함하고 있다면 미량일지라도 venting 을 압력제어 loop 에 함께 포함시켜 구성하는 것이 바람직한데 이 경우 condensing 변화만으로 압력을 조절하는 경우에는 inert gas blanket 으로 인해 condensing 이 저해를 받기 때문이다. 표 1 과 그림 1 에 대표적인 압력제어 방법과 그 특성을 수록하였다.

열전달 면적을 조절하여 압력을 제어하는 경우(그림 1 의 F), noncondensable gas 의 축적에 의한 열전달 방해 를 완화 시키기 위해서는 그림 2 와 같은 가변구조 (variable structure)를 채택하기도 한다. 이 구조는 정상적인 상황에서는 reflux valve 를 조작하여 열전달 면적을 증감시키고 이로부터 압력제어를 수행한다. 만약 noncondensable gas 가 누적되기 시작하면 액위를 낮추어 열전달 면적을 최대로 늘려도 압력이 떨어지지 않게 되며 이때는 reflux valve 는 액위가 더 이상

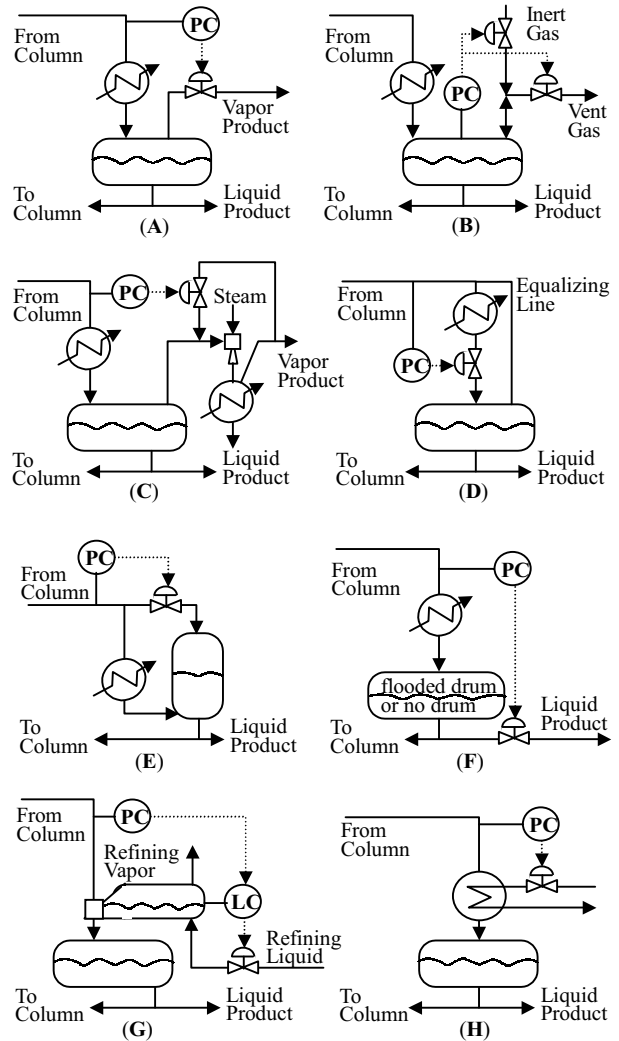


그림 1. 대표적 압력제어 방법

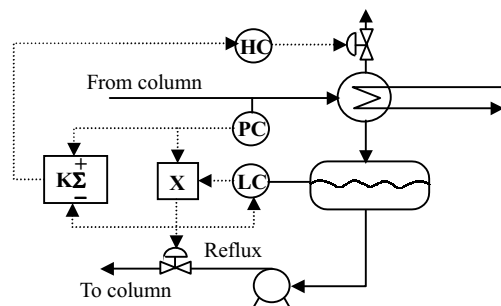


그림 2. 가변적 압력제어구조

표 1. 대표적 압력제어 방법의 특성 비교

구조	원리	적용상황	특성
A	(1)	Partial condenser	가장 간단하고 직접적. 반응성이 좋고 빠름. 가장 많이 적용.
B	(1)	Inert gas 포함시	주입 gas 에 의한 생성물의 오염이 없어야 함. 주입 gas 손실로 인한 비용. 반응성이 좋음
C	(1)	감압 증류탑	Spill-back 대신 inert gas 로 조절하기도 함. 반응성이 좋음.
D	(2)	Total condenser	반응성이 좋음. 간단하고 선형성이 우수. 작은 밸브 크기. 탑정과 receiver 와의 압력이 동일하게 된다는 장점. Head 를 최대로 하기 위해 밸브위치를 receiver 에 되도록 가까이 설치해야 하고 equalizing line 에 서 되도록 압력강하가 없도록 하여야 함.
E	(2)	Total condenser	간단하고 반응성이 좋음. 작은 밸브 크기. 응축기의 지상 설치가 가능 하여 복수 응축기 경우에 많이 사용. 액위 간섭현상, 역응답 가능성, 운전이 어려운 단점. By pass line piping 중요, receiver 의 단열이 필수적 이며 밸브의 shut-off 등급이 높은 것을 사용하여야 함.
F	(2)	Flooded total condenser	반응성 좋음. 작은 밸브 크기, 탑정 제품 유량변동에 의한 하부 공정 불안정화의 소지가 있음.
G	(2)	냉각매체 기화열을 이용하는 total condenser	반응성 느낌. 냉각매체 vapor 출구 유량으로 탑의 압력을 조절하고, 입구유량으로 응축기 shell side 액위를 조절하는 구조로 개선하기도 함.
H	(3)		반응성이 느리고 비선형적. 냉매유량이 작게 유지될 때 fouling, boiling, freezing 의 소지가 크므로 보안을 위해서는 override control 이나 split range control 이 필요함. 냉매유량을 최대로 유지하기위해 펌프를 추가, 냉각매체를 recycle 시키기도 함. 특수한 경우를 제외하고는 거의 적용 하지 않음.

낮아지지 않도록 액위제어를 수행하고 vent valve 를 자동으로 열어 압력제어를 수행하는 구조를 갖고 있다.

II. 액위제어 방법

액위제어는 액상유체의 물질수지를 만족하기 위하여 사용되는 것이므로 화학공정에서 가장 많이 구성되는 제어계의 하나이다. 그러나 같은 액위제어라 하여도 제어목적에 따라 전혀 다른 형태로 설계, 조정되어야 한다. 액위제어계의 목적은 공정의 요구사항에 따라 다음의 두 가지로 크게 나누어 볼 수 있다.

- (1) 설정된 수위를 맞추어야 하는 경우, 즉 써머사이펀(thermosiphon)의 경우처럼 액위제어 자체가 중요한 목적인 경우: 보일러의 수위제어, 액상 반응기의 액위제어 등
- (2) 액위 자체는 중요하지 않으며 물질수지를 만족시키는 것이 목적인 경우: 공정과 공정간의 surge tank, 증류탑에서의 수위제어 등

첫번째의 경우는 엄밀한 제어가 요구되며, 제어기도 빠르게 응답할 수 있도록 조정되어야 한다. 보일러의 경우, 수위가 낮아지면 보일러의 연관이 노출되어 손상을 입을 수가 있으며, 수위가 높아지면 액체가 비탈 동반되어 수분이 증기와 함께 빠져나가게 된다. 한편 액상 반응기에서는 반응기 내의 수위가 곧 반응물의 평균 체류시간을 결정짓는 구실을 하므로 수위를 정확히 유지하는 것은 중요한 문제가 된다. 증류탑에서는 액위제어 문제가 탑의 구조 및 제어구조에 따라 여러 형태로 나타난다. 우선 탑상 receiver 의 경우 전편에서 이미 언급된 것처럼 L 을 액위제어에 사용할 때 액위

를 tight 하게 맞추는 필요가 있다. 이것은 액위 자체의 중요성 보다는 조성 제어계를 보호하기 위함이다. 한편, 탑저의 액위는 재비기의 특성상 탑상 receiver 보다는 넓은 범위의 액위 변화를 수용할 수 없는 경우가 존재할 수 있다.

두 번째의 경우는 물질수지를 맞추는 것이 주 목적이므로 공정 내의 축적량이 한정된 범위를 벗어나지 않는다면 액위 설정치 자체는 문제가 되지 않는다. 그러나 이 경우도 공정의 목적에 따라 제어기는 서로 다른 접근방법으로 조정될 필요가 있다. Surge tank 의 액위제어는 실상 액위의 목적보다는 앞 공정에서의 유량 출력치가 변화할 때 그 영향이 후단 공정에 미치지 않도록 흡수하는 기능이 주목적이 된다. 따라서 탱크의 수위는 오르내리며 이 외란을 흡수하도록 하여 유량 출력치에 의한 급격한 변화가 나타나지 않도록 제어를 조정할 필요가 있다. 이러한 목적을 만족시키기 위한 제어계의 예는 우선제어 또는 PB=100%의 단순한 P 제어(비례제어)를 이용하는 방법이다. 후자의 제어계에서는 수위가 최저일 때 즉, 수위전송기(level transmitter)가 0%를 출력할 때 밸브가 완전히 닫히고, 최고로 상승했을 때 즉, 수위전송기가 100%를 출력할 때 밸브가 완전히 열리도록 (100%) 동작이 이루어 진다. 이 제어 방법에서는 실상 수위제어를 따로 사용할 필요가 없으며 수위전송기의 출력신호로 직접 제어밸브를 동작시켜도 같은 효과를 얻을 수 있다. 이와 같은 방법에서는 유출유량이 수위의 변화에 같은 정도로 계속 변화하며 외란을 흡수한다. 따라서 surge tank 의 용량이 클수록 외란을 흡수하는 능력이 커지게 된다.

증류탑 응축기 액위는 적분공정(integration process)

입으로 생산량(D)이 조작변수일 때 다음 그림과 같이 표현이 가능하다.

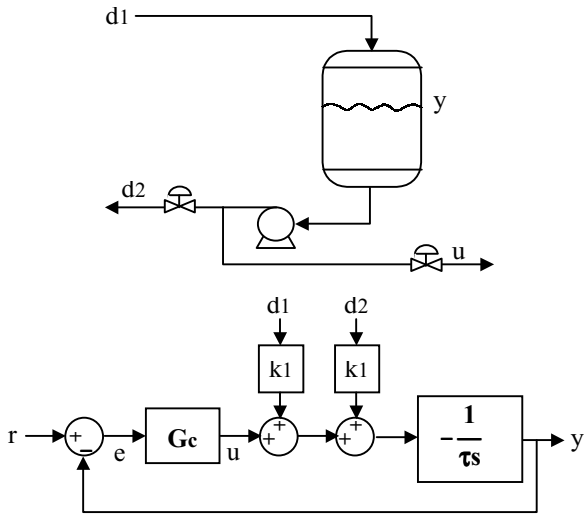


그림 3. 액위제어계의 구성($k_2 > 0, k_1 < 0$)

그림 3에서 보듯이 조작변수, 외란과 출력사이의 전달 함수가 모두 적분공정으로 표현된다. 이러한 상황에서 설정치 변화만이 존재한다면, 그리고 offset을 원하지 않는다면 G_c 는 P-제어기 만으로도 충분하다. 그러나 외란의 변화에 대해서도 offset이 나타나지 않기를 원하는 경우에는 PI 제어기를 사용하여야 한다. 전편의 제어구조 그림 5의 구조 C와 D에서는 receiver tank의 액위 offset을 허용하여도 무방하며 따라서 P-제어기만을 사용할 수도 있다.

증류탑의 경우, tank에서 응축 혹은 비등에 의한 측정잡음으로 인하여 근본적으로 액위제어가 쉽지 않다. 액위제어는 상황에 따라서 그 tightness를 달리해야 하는데 즉, 환류량으로 receiver 액위를 제어하는 구조에서는 tight하게 tuning해 주어야 하고, 생산물의 유량으로 액위를 조절하는 경우에는 하부 공정의 안정성을 위하여 loose하게 tuning해 주는 것이 좋다. 특히 탑저의 경우에는 탑저 물질의 열적 불완전성, 부식 및 유독성 등으로 인해 체류시간이 작도록 설계되는 경우가 많기 때문에 액위제어가 더욱 어려운 경향이 있다. 탑저 액위제어계의 경우는 탑저의 모양과 재비의 종류에 따라 제어특성이 달라질 수 있는데, 예를 들면 thermosiphon 재비의 경우는 circulation을 위한 head의 제어가 중요하기 때문에 좁은 범위에서 액위를 유지해 주어야 한다. 만약 가열매체의 조절에 의한 탑저 액위를 제어하고자 하는 경우는 탑저 부분 tray나 재비기에서의 surge나 swelling 현상에 의한 역응답 발생의 가능성이 크며 이러한 가능성은 valve tray나 자연 환류 형태의 재비기일 경우 더 커진다. 따라서 탑저 액위 시스템의 보완 등 보다 세심한 주의가 필요하게 된다. 아주 작은 시스템을 제외하고는 되도록 유량과 액위를 cascade 형태로 구성해주는 것이 외란에 강하고 운전이 편리하다.

III. 조성제어 방법

증류탑 운전의 경제성은 궁극적으로 조성제어를 통해 이루어진다. 조성은 분석기에 의해 직접 측정되거나 조성을 추정할 수 있는 다른 변수를 통하여 추정함으로써 간접적으로 측정될 수 있다. 직접 측정방식은 직접적이고 정확한 값을 알 수 있다는 장점이 있으나 분석기나 sampling 시스템에서의 시간지연과 낮은 신뢰성, 높은 설치 및 유지보수 비용 등으로 인하여 특별한 경우 외에는 아직까지 일반화되어 있지 않다. 현재 가장 일반화된 방법은 온도를 측정하여 조성을 간접 측정하는 방법인데 측정이 쉽고 비용이 저렴하며 신뢰성이 높고 시간지연이 거의 없다는 장점이 있는 반면 센서위치, non-key 성분 농도, 압력변화 등에 따라 조성에 대한 추정의 정확도가 달라질 수 있다는 문제점이 있다. 따라서 온도를 이용한 방법의 적용 시에는 steady-state simulation을 통하여 이러한 문제점을 충분히 분석, 보완하여야 한다.

(1) 센서위치 선정조건

센서위치는 조성변화에 대한 온도의 correlation이 좋고 민감도가 충분히 크며 조작변수나 외란에 대한 반응동특성이 빠른 곳이 바람직하다. 제어하고자 하는 제품과 센서의 위치가 가까울수록 correlation과 응답속도 면에서는 바람직하나 보다 중요한 결정인자로 작용하는 조성에 대한 민감도 효과는 떨어지는 경향이 있음에 유의하여야 한다. 실제로 온도의 조성에 대한 민감도는 탑정이나 탑저로 갈수록 작아지게 된다. 특히 휘발도 차이가 매우 작은 물질을 분리하는 증류탑이나 고순도 증류탑에서는 충분한 민감도를 갖는 위치를 찾기가 어려운 경우가 많다. 이러한 경우에는 적절한 단사이의 온도차를 이용하여 조성을 추정하는 온도차 제어(differential temperature control)나 여러 단 간의 온도 평균을 이용하는 평균온도 제어(average temperature control) 혹은 온도의 프로파일을 일정하게 유지시키는 온도 프로파일 제어(temperature profile control)를 적용하기도 한다. 특히 평균온도제어는 휘발도 차이가 큰 물질을 분리하는 증류탑이나 공비점이 형성되는 분리탑에도 널리 적용된다. 한편 정유공정 증류탑과 같이 다성분 분리탑의 경우에는 key component 조성만을 제어하는 경우가 많은데, 이 경우에는 key component 조성에 대한 온도의 민감도가 압력변화에 대한 것보다 큰 곳이어야 한다.

(2) Non-key 성분 및 압력보상

온도에 의한 조성의 간접 추정에서의 문제는 열역학 평형관계 $T=f(X_1, X_2, \dots, X_n, P)$ 에서도 쉽게 알 수 있다. 즉, 이성분계 증류탑의 경우에는 압력에 대한 보상만 해주면 되는 반면 다성분계에서는 압력과 조성에 대한 보상이 있어야 함을 알 수 있다. 다성분계 원료 중에 non-key 성분의 변동이 생기는 경우 온도를 이용하는 조성제어기는 올바른 동작을 취하지 못하는 경우가 많

는데 이러한 현상은 non-key 성분과 key 성분간의 휘발도 차이가 key 성분들간의 휘발도 차이보다 클수록 심각해진다. 이 효과를 보상해주는 효과적 방법은 아직 없는 듯하며 심한 경우에는 분석기를 이용하는 수밖에 없다. 일반적으로 증류탑의 압력은 심하게 제어되고 있고 그 설정점도 거의 변화하지 않기 때문에 압력에 대한 보상은 크게 필요하지 않다. 특히 상압보다 높게 운전될수록 온도와 압력에 대한 민감도가 줄어들게 되므로 별다른 압력보상이 필요하지 않은 것으로 파악된다. 그러나 floating pressure control-압력을 항상 최소로 유지하도록 풀어놓는-이 적용되는 경우나 감압으로 운전되는 증류탑의 경우는 압력변화에 대한 보상을 해주어야 한다. 압력을 보상하기 위해서는 압력변화에 강건한 온도차 제어를 적용하는 방법과 온도와 압력간의 관계를 vapor pressure curve의 기울기를 이용하여 좁은 범위에 대하여 선형적으로 보상해주는 방법을 많이 적용한다. 온도차 제어를 적용하는 경우에는 non-key 성분이 포함된 증류탑의 경우에 발생할 수 있는 오지시와 기상조건 변화에 의한 응축기의 외란시에 대응 문제 해결에 대한 보완이 있어야 한다.

정유공장이나 고분자 공정에서는 제품규격이 조성 이외의 형태로 나타나는 경우가 많은데 이런 경우 규격을 직접 on-line으로 측정하기 어려운 경우에는 규격을 간접 추정해주는 soft sensor를 설계해야 하며 대개는 탑 내부의 liquid와 vapor의 유량과 온도 등에 의해 복합적으로 표현되므로 탑의 열 및 물질수지와 운전데이터를 이용하여 통계적 방법으로 추정식을 구하게 된다. 한편 탑정 조성은 탑 내부의 실제 환류량에 의해서 결정되기 때문에 외부 환류량을 조절하는 대신 내부 환류량을 조절해 줌으로써 환류 온도변화에 따른 조성변화를 최대한 억제할 수 있다. 이러한 제어방법을 internal reflux control이라고 하며, 이때 탑 내부 환류량 L_{internal} 은 열수지식에 의해 다음과 같이 표현이 가능하다.

$$L_{\text{internal}} = L_{\text{external}} \left[1 + \frac{C_p}{\Delta H_{\text{vap}}} \right] (T_{\text{top}} - T_{\text{reflux}}) \quad (1)$$

(3) 온도차 제어(Differential Temperature Control)

탑정과 탑저의 온도차가 작은 증류탑의 경우, 조성 변화에 충분히 민감한 단의 온도를 찾기가 어려운데, 이와 같은 경우에는 일반적으로 온도차 제어가 적용된다. 온도차 제어의 기본개념은 “압력이 보상된 온도제어(pressure-compensated temperature control)”라고 할 수 있다. 두 번째 온도(second-reference-temperature)는 상대적으로 조성변화에 덜 민감한 단, 즉 탑정이나 탑저에 가까운 곳의 단에서 측정되는 온도이다. 온도차는 첫 번째 온도에서 두 번째 온도의 차이를 의미하며 이 온도차가 제어에 이용된다. 두 번째 온도는 조성변화에 따라서 크게 변하지 않으므로 온도차는 첫 번째 온도의 변화에 의해 나타나는 조성변화를 반영하게 된다. 그

르므로 탑 내부의 압력이 변할 때는 측정되는 두 온도가 같이 변하지만 이들의 온도차는 일정하게 유지되는 것이다.

온도차 제어기술의 성공적인 적용은 적절한 두 번째 온도를 측정할 수 있는 단을 선정하는 데 달려있다. 탑정과 탑저 생산물이 모두 상대적으로 순도가 낮다면 두 번째 온도를 발견하기가 어렵고, 따라서 이 기술은 적용하기가 어려워진다. 다음 그림을 deisobutanizer에 온도차 제어를 적용했을 때 조성의 거동을 보여주고 있다.

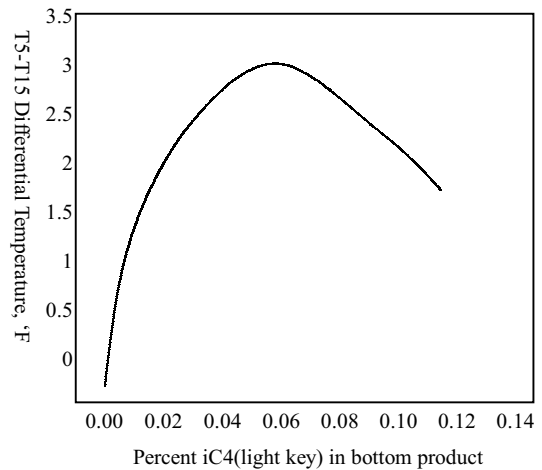


그림 4. ΔT vs. bottom impurity dependence

탑저 생산물이 상대적으로 순수할 때 즉, 조성이 그림 4의 온도차 최대값의 왼쪽 부분에 위치할 때 제어기는 정상적으로 작동하게 된다. 온도차의 감소는 탑저의 light material의 감소를 의미하므로 제어기는 재비기의 재비량을 줄이는 방향으로 작동하여, 온도차와 탑저 조성이 증가하여 원래의 방향으로 돌아가게 된다. 하지만 반대로 조성이 온도 최대값의 오른쪽에 위치해 있을 때에도 같은 제어동작이 취해져서 재비량을 더 줄이게 되고, 따라서 탑저에서의 light material의 조성을 급작스럽게 상승시키게 된다.

적당한 두 번째 온도를 찾는 것은 생산물이 변화할 수 있는 non-key 성분을 갖고 있을 때 더욱 어려워진다. Non-key 성분의 조성은 생산물이 상대적으로 순수한 영역에서 급하게 변하는 경향이 있고, 두 번째 온도를 변화하게 만들기 때문에 탑저에 non-key 성분이 없는 경우는 최대점을 통과하는 것을 피할 수 있다. 일반적으로 heavy non-key 성분을 함유하고 있는 두 번째 feed가 입력될 때는 최대점을 통과하는 현상이 발생하여 온도차 제어가 제대로 작동하지 않는 것으로 알려져 있다. 이러한 문제의 해결책으로 두 번째 온도를 재는 측정단을 탑정의 몇 단 아래나 탑저의 몇 단 위의 단으로 취하는 방법이 제안될 수 있으나 시스템이 불안정해지는 것을 방지하기 위한 충분한 강건성을 확보할 수 있다고 말할 수는 없을 것으로 판단된다. 이외에도 탑정이나 탑저의 생산물이 모두 순수하지 않은 성분일

때는 위의 제어방식을 적용하기가 어려워진다. 그러므로 온도차 제어는 적어도 한 생산물이 상대적으로 순수한 이성분 증류공정에 한해 적용하는 것이 바람직한 것으로 볼 수 있겠다.

탑의 온도 거동에 대한 특성을 알고 있고 첫번째 온도 측정단을 올바르게 선택하기만 하면, non-key 성분이 존재하거나 탑정과 탑저 성분 모두가 순수하지 않은 경우라 할지라도 온도차 제어를 적용할 수 있다. Light 와 heavy non-key 성분이 feed 로 입력되는 시스템에 온도차 제어를 성공적으로 적용된 사례가 보고된 바 있다(Vermilion: 40 단의 탑에서 14 단을 첫번째 온도를 측정하는 단으로, 34 단을 두 번째 온도를 측정하는 단으로 각각 사용). 이 경우에 feed 단 근처에서는 조성 과 온도변화가 상대적으로 작았을 경우 그림 5 에서 보는 것처럼 두 번째 단을 올바르게 선택하는 것이 중요하다라는 것을 알 수 있다.

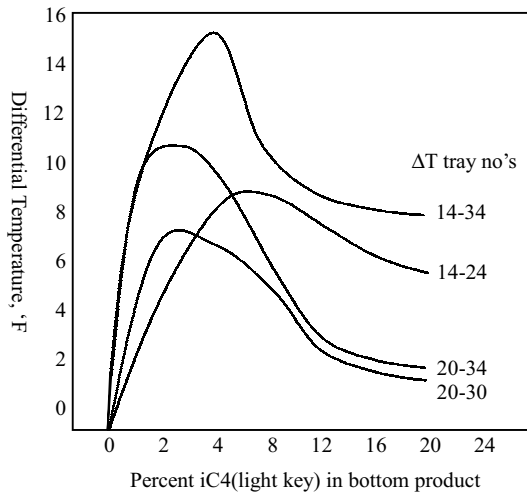


그림 5. ΔT vs. bottom impurity behavior for different control temperature location.

온도차가 압력강하에 민감하게 반응할 때 두 온도 측정단의 압력강하는 그림 4 의 최대값 문제를 유발시킬 수 있다. 예를 들어, 온도차의 상승은 탑저의 light 성분의 상승을 의미하고 따라서, 제어기는 재비량을 증가 시키게 된다. 재비량이 증가할수록 단 사이의 압력강하는 더 증가하게 되며 따라서 온도차를 더욱 상승시키게 된다. 압력차가 조성변화에 영향보다 온도차에 미치는 영향이 더욱 클 때, 제어기는 조성이 그림 4 의 오른쪽에 위치했을 때의 경우처럼 잘못된 제어 동작을 취하게 된다. 이것은 가압 증류일 경우에는 문제를 일으키지 않으나 감압 분리탑의 경우에는 치명적인 영향을 끼칠 수 있다. 조성이 최대값의 오른쪽에 있는 경우에 압력차의 변화는 조성이 최대값의 왼쪽으로 움직이게 하는 경향보다는 offset 을 발생시키므로 상대적으로 큰 문제를 유발시키지는 않는다.

온도차는 정류부내 또는 탈거부 내의 두 온도차를 측정하던지 아니면 정류부와 탈거부의 두 단의 온도를 측정할 수 있다. 전자는 두개의 측정단이 서로 가까이

있어서 압력차의 변화나 측정지연에 그리 민감하지 않으므로 감압 증류탑에 더욱 적합하다. 그러나 feed 의 조성에 큰 변화가 있을 경우에 대처하기 힘든 단점이 있다. 화학적으로 비슷한 물질의 분리의 경우에는 정류부와 탈거부 두 단의 온도를 측정하는 것이 feed 의 조성변화에 대처할 수 있다. 온도차 제어는 초기 조건과 feed 변화에 민감하다. 탑상부에 온도차 제어기가 설치된 에탄올-물 분리탑의 경우에 환류가 전혀 없거나 탑의 온도가 매우 낮을 때의 작은 온도차는 제어기가 생산물의 순도가 초과되었다고 해석하여 환류량을 줄이게 되는 잘못된 제어동작을 취해 시스템이 불안정해지는 것이 Shinsky 에 의해 보고된 바 있다. 이 밖에 Boyd 는 높은 순도의 생산물을 생산하는 공정에 대해서 온도차 제어를 두개 설치하는 방법에 대하여 연구 하였는데, 이 시스템의 주된 목적은 온도차 측정단의 설정을 최적화하는 것에 있었지만 이것은 압력과 압력차의 보정에 있어서 효과적이었을 뿐만 아니라 문제가 되고 있는 그림 4 와 5 의 최대값의 위치를 옮기는 역할을 하였다. 하지만 이 방법은 매우 작은 온도차 범위(약 3°F) 내의 제어에서는 효과적이지 못하였는데, 이것은 이 방법의 단점으로 지적되고 있다.

(4) 직접 측정에 의한 조성제어 방법

분석기를 이용하여 조성이나 규격을 직접 측정할 수 있는 경우는 다음과 같이 조성제어 루프를 구성해 줄 수 있다.

- 실험실 분석결과를 온도루프 설정점에 off-line 으로 반영함; multi-rate control 적용
- On-line 분석기와 조작변수 간의 직접적인 루프구성
- On-line 분석기 루프와 온도 루프간의 cascade 루프 구성; 운전이 용이하고 내부 루프 외란에 강건함.

On-line 분석기를 이용하는 경우에는 분석기의 오작동 여부를 파악하여 자동 protection 해줄 수 있는 논리필터를 설치해야 한다.

최근에는 조성을 직접 측정하여 조성제어에 사용할 수 있는 방법인 근적외선(NIR:Near InfraRed) 기법이 사용되고 있다. 근적외선분광기법은 주로 구조 분석등 정성적인 분야에 많이 사용되어왔으나, 1980 년대에 들어서면서 chemometrics 라고 불리는 검량기법이 개발되어 정량적인 분야에도 많이 응용되고 있다. NIR 로부터 측정된 스펙트럼은 input 이 되며, 조성 및 물성은 output 이 된다. 이러한 input 과 output 의 관계를 MLR (Multiple Linear Regression), PCR (Principal Component Regression), PLS (Partially Least Square) 및 ANN (Artificial Neural Network) 기법을 사용하여 파악하게 되면 NIR 의 스펙트럼으로부터 실시간으로 조성 및 물성을 예측할 수 있게 된다.

(5) 선형성 보상

생산물의 순도가 높아질수록 조작변수와 조성과의

비선형성이 점점 심해진다. 탐정 생산물의 예로 환류비 1 에서 $X_D=0.95$ 의 순도를 얻었고, 환류비 2 에서 $X_D=0.97$ 의 순도가 얻어졌다면 환류비 3 에서는 0.98, 환류비 4 에서는 0.985 정도의 순도밖에 얻을 수가 없을 것이다. 환류비를 아무리 증가 시켜도 순도 1.0 에는 도달할 수 없으므로 결국 환류비와 X_D 사이에는 상당한 비선형성이 존재하게 된다. 이것은 환류비와 온도 사이에 대해서도 마찬가지로, 이러한 비선형성은 조작변수와 제어변수 사이의 정상상태 관계를 실험 혹은 simulation 을 통하여 파악, 역함수를 가함으로써 보상할 수 있다.

(6) 다성분 증류공정의 조성추정을 위한 soft sensor 의 구성기법

각 단에서의 조성과 온도의 상관관계가 $T=f(X_1, X_2, \dots, X_n, P)$ 로 표현된다는 것을 생각하면 온도만으로 해당 단의 조성을 결정할 수 없다는 것이 된다. 그러나 이를 역으로 생각하여 각 단의 조성은 모든 단에서의 온도, 압력 및 유량의 unique 한 함수관계로 표현되므로 임의의 단에서 임의의 성분의 조성은 모든 단에서의 온도, 압력 및 유량으로 표현할 수 있다는 것이 된다. 물론 이 관계는 물리적으로 복잡한 열수지, 물질수지, 상평형의 관계로 표현되는 것이지만 최근 그 응용이 확대되고 있는 PCA(Principal Component Analysis) 또는 PLS (Partial Least Square)의 기법을 이용하면 신뢰할 만한 경험적 correlation 을 얻을 수 있을 것으로 생각된다. 이 관계는 우선 정상상태 simulator 를 통하여 구해질 수 있을 것이며, 운전자료를 통하여 주요 parameter 를 off-line 또는 on-line 으로 조율함으로써 실제 사용이 가능한 관계를 얻을 수 있다. 한편 dynamic simulator 를 이용하면 동적인 보상과 운전자료를 이용한 조율이 가능하다.

IV. 재비기 제어방법

재비기는 이용하는 열의 종류에 따라 잠열을 이용하는 방법과 비열을 이용하는 방법, 연료의 연소열을 이용하는 방법으로 구분할 수 있다. 가장 일반적인 형태는 잠열을 이용하는 것인데, 이 경우 재비량은 (1) 가열매체 양 조절에 의한 응축온도 변화, (2) 응축 액위 조절에 의한 유효 열전달 면적변화의 두 가지 원리에 의해 제어될 수 있다. (1)번의 경우는 제어 밸브를 재비기 입구에 설치하고 (2)번의 경우는 출구에 설치하게 된다. 각각의 특징은 다음 그림에 도시한 바와 같다.

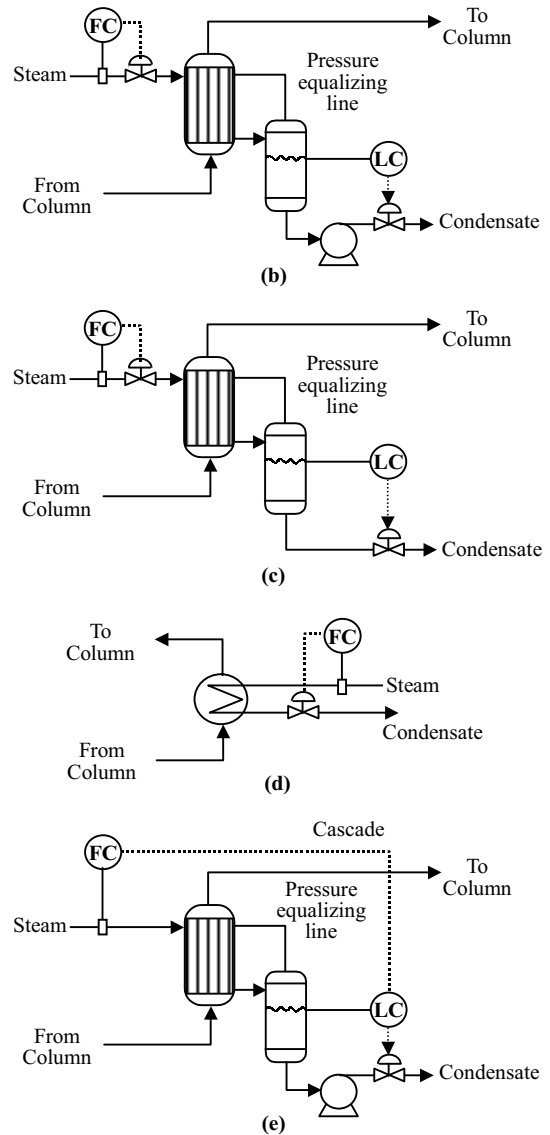
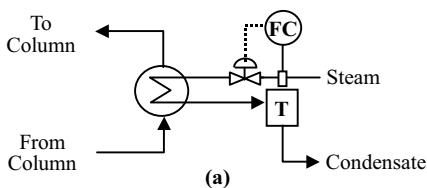


그림 6. 잠열을 이용한 재비기 제어방법의 예

한편 heat integration 을 최대화 하는 최근의 설계추세에 따라 재비기가 다른 stream 의 비열을 이용하는 경우가 많이 늘어나고 있다. 가열매체의 총 유량은 자유로이 움직일 수 있는 경우는 그림 7 의 a 구조가 제어의 반응성이나 비용 및 에너지 효율면에서 가장 적합한 방법이라 할 수 있다. 이때 만일 가열매체의 온도변동이 예상되는 경우에는 가열매체 측의 입출구 온도를 이용하여 열 교환량을 계산하여 조절하는 BTU control 을 적용할 수 있다. 가열매체의 총 유량이 고정되어야 하는 경우에는 그림 7 의 b 구조와 같이 bypass 유량을 조절하는 구조를 택한다. 그러나 이 구조는 비용이 저렴한 반면 제어의 반응성이 좋지 않다. 따라서 이 방법은 온도변화가 거의 없는 열교환망 등에는 무리 없이 적용될 수 있으나 외란 발생이 잦거나 온도조절을 자주 해주어야 하는 상황에서는 적절치 못하며, 이때는 제어의 반응성이 좋은 구조 c 또는 d 를 적용하는 것이 바람직하다고 판단된다.

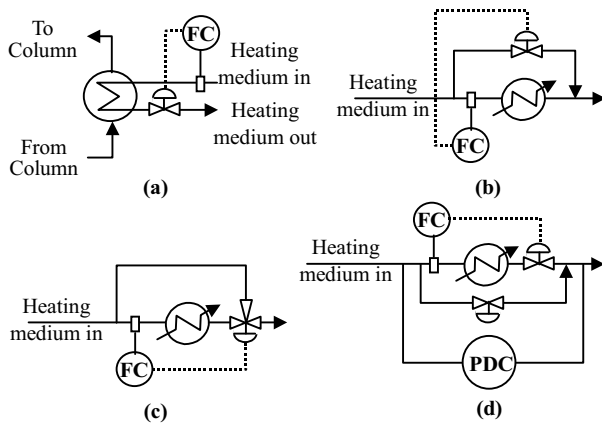


그림 7. 비열을 이용한 재비기 제어방법의 예

V. 결론

화학장치 산업분야에서 주어진 원료를 보다 가치 있는 생산품으로 분리하기 위해 널리 사용되고 있는 증류탑의 제어시스템에 관하여 일반적인 관점에서 고찰하였다. 증류공정의 오랜 역사만큼 제어시스템에 관하여 많은 연구결과가 발표되었고, 발표되고 있으며, 또한 산업현장에서 다양하게 적용되고 있기 때문에 고찰 관점에 따라 이견을 갖을 수 있을 것으로 생각된다. 다만 본 학회지의 특집시리즈를 통하여 처음 증류공정을 접하거나 증류탑 제어문제에 관한 연구 및 적용을 시도하려는 계층에 도움이 되기를 바란다.

김 흥 식

1985, 1987, 1991 년 서강대학교 화학공학과 공학사, 공학석사, 공학박사(공정제어 전공). 1991~1994 년 두산기술원 FA 센터 선임연구원, 1995~1999 년 삼성 SDS 제조개발팀 책임, 현재 한국하니웰 ACS 팀 근무. 관심분야는 모델예측제어(Model Predictive Control), 공장 정보시스템(Plant Information Management System) 및 운전 최적화.

E-mail: heungshik.kim@honeywell.com

안 성 모

1993, 1995, 1999 년 서울대학교 화학공학과 공학사, 공학석사, 공학박사(공정제어 전공). 현재 한국하니웰 ACS 팀 근무. 관심분야는 비선형 모델 예측 제어(Nonlinear Model Predictive Control), 강인제어(Robust Control), 이상진단 및 운전 최적화.

E-mail: sungmo.ahn@honeywell.com

이 광 순

1977 년 서울대학교 화학공학과 졸업(공학사). 1979, 1983 년 한국과학기술원 화학공학과 공학석사, 공학박사(공정제어 전공). 1983 년 서강대학교 화학공학과에 임용되어 현재 정교수. 1986 년 캐나다 Univ. of Waterloo 방문교수. 1995 년 미국 Auburn Univ. 방문교수. 1991~1999 년 포항공과대학교 부설 공정산업의 지능자동화연구센터(ARC) 연구원으로 회분식 공정의 자동화 분야 담당. 관심분야는 batch repetitive transient 공정의 학습제어 및 모델기반 예측제어, MPC, 모델인식 및 SPC.

E-mail: kslee@ssc.sogang.ac.kr