

平成 18 年 5 月 16 日

化学工学会 SIS 部会・情報技術教育分科会

第38回秋季大会シンポジウム・学生コンテスト課題

情報技術教育分科会

(1)に示す 5 成分からなる中間原料を、蒸留を用いて成分ごとに分離したい。最適な分離プロセスを設計せよ。但し、各蒸留塔は、Heavy/Light 両 Key Component の回収率 98%を仕様とし、(2)に示す Utility が利用可能である。リボイラー、コンデンサー、プレヒーターの最小必要温度差は 10°Cとする。総年間コスト(Total Annualized Cost)を評価関数とし、(3)に示す計算式を使うことにする。

尚、問題に関する問合せは、学生コンテスト事務局(con-2k6@chemeng.titech.ac.jp)まで。

(1)供給原料

Feed Rate = 907.2 [kgmol/h]、40°C飽和液(必要に応じて、ポンプで昇圧できる。)

記号	Component	Composition	Flow Rate [kgmol/h]	Nor. Boiling Point (°C)
A	propane	0.05	45.36	-42
B	i-butane	0.15	136.08	-12
C	n-butane	0.25	226.80	0
D	i-pentane	0.20	181.44	28
E	n-pentane	0.35	317.52	36

(2)利用可能な Utility

飽和蒸気: 115°C(1.7bar)、145°C(4.2bar)、185°C(11bar)

冷却水 : 供給温度 30°C、リターン温度 40°C

(3)コスト関数

—設備費(Installed Equipment Cost)

以下、「Guthrie, K. M., “Capital Cost Estimating,” *Chem. Eng.*, 114, March 24, 1969」によるコスト推算式を示す。ここで求められるコストは、1968 年現在のものである。本課題では、2000 年現在の設備費用を評価関数に用いる。そこで、Chemical Engineering Cost Index (1957-1959=100) を用いて、補正を行う。1968 年の CE Plant Cost Index は 113.7、2000 年の CE Plant Cost Index は 394.1 である。

(1) 蒸留塔:(段塔、シーブトレイ、材質SC)

(a)塔直径: D_c [m]

$$D_c = \left[\left(\frac{4}{\pi V} \right) (D)(R+1)(22.2) \left(\frac{T_{DV}}{273} \right) \left(\frac{1}{P} \right) \left(\frac{1}{3600} \right) \right]^{1/2}$$

$$V = 0.761 \left(\frac{1}{P} \right)^{1/2}$$

V : 塔内平均ガス流速[m/s]、 R : Reflux Ratio、 D : 留出流量[kgmol/h]、 T_{DV} : 塔頂ガスの露点[K]、 P : 塔圧力[atm]

(b)塔高さ: H_c [m]

$$H_c = 0.61 \left(\frac{S}{\eta} \right) + 4.27 \quad S: \text{理論段数、}\eta: \text{段効率}=0.8$$

(c)蒸留塔設備費:

$$ICC = 4.34 \cdot f_c \cdot \left[762 D_c \left(\frac{H_c}{12.2} \right)^{0.68} \right]$$

$$f_c = \begin{cases} 1 + 0.0147(P - 3.4) & \text{if } P \geq 3.4 \text{ [atm]} \\ 1 & \text{other wise} \end{cases}$$

ICC : 蒸留塔設備費用 [\$]、 f_c : 塔圧力補正係数

(d) トレイコスト:

$$ICT = 70 \left(\frac{S}{\eta} \right) \left(\frac{D_c}{1.22} \right)^{1.9} \quad ICT: \text{トレイコスト}[\$]$$

(2) 熱交換器

$$ICH = 3.39 \cdot f_E \cdot \left[9000 \left(\frac{A}{92.1} \right)^{0.65} \right]$$

$$f_E = \begin{cases} 1 + 0.0147(P - 10.2) & \text{if } P \geq 10.2 \text{ [atm]} \\ 1 & \text{other wise} \end{cases}$$

ICH : 熱交換器設備費用 [\$]、 f_E : 熱交換器圧力補正係数、 A : 伝熱面積[m²]

但し、総括伝熱係数は0.815[kW/m²K]とする。

(3) その他

ポンプ、オーバーヘッドリザーバー、計装、配管コストは、分離プロセスの設計によって大きく変化しないことから、本課題では評価関数に算入しないこととする。

一 運転費用(Operating Cost)

ユーティリティコスト以外の費用は、分離プロセスの設計によって大きく変化しないものと考え、ここではユーティリティコストのみを運転費用として考える。(但し、以下に示す単価は 2000 年現在の値である。)

115°C飽和蒸気: 2.66[\$/GJ]

145°C飽和蒸気: 3.17[\$/GJ]

185°C飽和蒸気: 3.66[\$/GJ]

冷却水: 0.16[\$/GJ]

一 総年間コスト

以下のコストベースに基づき、総年間コスト[\$/Year]を算出する。

年間プラント稼働時間=8500 時間

プロジェクトライフ=10 年

定額償却を仮定する

総年間コスト=年間運転コスト[\$/Year]+総設備費用[\$]/プロジェクトライフ[Year]