

令和5年度「第22回 プロセスデザイン学生コンテスト」

液相エチルベンゼン製造プロセスの省エネルギー設計

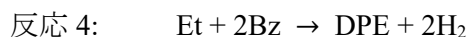
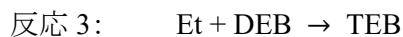
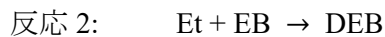
主催:化学工学会・SIS 部会・情報技術教育分科会

共催:化学工学会・人材育成センター

1. 概要([1], [2]):

エチルベンゼン(Ethylbenzene: EB)は、スチレンモノマーの中間原料であり、1930 年代に商業生産が開始され、2014 年時点では 47,000,000(MTA)以上の市場に成長している。1980 年以前は、ほぼ全ての EB は、塩化アルミニウム触媒(もしくは三フッ化ホウ素触媒)によるフリーデル・クラフツ反応を用いたプロセスによって製造されてきた。その後 1980 年、新たに開発されたゼオライト触媒を用いた EB 製造プロセスによる商用生産が始まり、ゼオライトベースプロセスの持つ、運転の容易さ、保全性、環境保全性などの優位性により、従来の触媒による EB 製造プロセスは、ゼオライト触媒によるプロセスに完全にリプレイスされてゆく。しかし初期のゼオライト触媒によるプロセスは、操作温度 400°C以上の気相反応であり、異性化・分解反応、異性化反応、水素転移反応により、多くの副生成物を生成するものであったため、これら副生成物の抑制を目的として、270°C以下の液相もしくは混相で高純度 EB を生成するための触媒およびプロセスの開発が行われ、1990 年、最初のゼオライト触媒による液相高純度 EB 製造プロセスが稼働した。

ゼオライト触媒による液相高純度 EB 製造プロセスの反応系は、アルキレーション(Alkylation)反応過程とトランスアルキレーション(Trans alkylation)反応過程から構成される。Alkylation 反応過程では、原料のエチレン(Ethylene: Et)とベンゼン(Benzene: Bz)より、主製品の EB が生成される(反応 1)とともに、生成された EB が Et と反応することにより、少量のジエチルベンゼン(1,4-Diethyl benzene: DEB)(反応 2)やトリエチルベンゼン(1,3,5-Triethyl benzene: TEB)(反応 3)が副生する。また、原料の Bz、Et より、ごく少量のジフェニルエチレン(Diphenyl ethylene: DPE)などの高沸点成分が副生する(反応 4)。



このため、ライトエンド成分および未反応原料を分離し、EB、DEB、TEB、DPE を分離したのちに、DEB、TEB は、Trans alkylation 反応過程により、Bz を用いて EB に転化(反応 5、反応 6)・回収することで、収率の向上を図っている。



原料の Et はその蒸気圧より気体で供給されるが、Alkylation 反応過程は液相反応であるため、触媒層に供給される原料中の Bz/Et 比率を上げ、反応原料が液相となるような操作圧力を設定する必要がある。この操作条件は、反応 1 の逐次反応である反応 2、反応 3 によって副生する DEB、TEB の生成を抑制する効果もある。しかし、1990 年を境とした気相反応プロセスから液相反応プロセスへの移行は、反応温度の相当な低下をもたらし、発熱反応である反応 1～3 の平衡を右辺側にシフトさせることとなる。このことは、Et の総反応転化率を限りなく 1.0% に近づけるも、EB への転化率の低下を招くこととなる。これが液相反応による EB 製造プロセスに、Trans alkylation 反応過程が不可欠となる所以である。一方、反応 5、6 に示す Trans alkylation 反応過程は、反応速度が遅く、十分な DEB、TEB の EB への転化率を稼ぐためには、DEB、TEB に対して Bz 過剰の反応条件で操作することとなる。結果として、Alkylation 反応過程、及び Trans alkylation 反応過程から、多量の未反応 Bz が出力され、これを蒸留分離し、両反応過程にリサイクルしなくてはならない。このため液相 EB 製造プロセスは、Bz 塔をはじめとする蒸留分離プロセスのエネルギー負荷が高く、反応で生成されたエネルギーの有効利用と熱統合が、プロセスの省エネルギー設計の鍵となる。

本年度のプロセス設計学生コンテストは、液相高純度 EB 製造プロセスの省エネルギー設計を目的とし、単位生産量あたり必要となる発熱量ベースの燃料消費量(燃料エネルギー原単位)をプロセス設計評価基準として競う。

参考文献

- [1] Meyers, R. A., "Handbook of Petrochemicals Production Processes, Second Edition" McGraw-Hill, 2019.
- [2] Luyben, W. L., "Principles and Case Studies of Simultaneous Design," AIChE-Wiley, 2011.

2. 課題

下記の条件を満たすプロセスを設計すること。

2-1 製品仕様:エチルベンゼンの生産量と品質

製品純度 エチルベンゼン: 99.5 wt%以上

生産量 360,000 MTA

年間稼働時間 8,000 (h/y)

圧力 1 atm、温度 40°C

(注 MTA は Metric Ton Annually を表す。)

2-2 原料(BL)条件

ベンゼン: ベンゼン :99.8 wt%、トルエン 0.2wt%、30°C 大気圧(液)

エチレン: エチレン: 99.0 wt%、エタン: 1.0 wt % として設計、30 °C 飽和の気体

(注 BL は Battery Limit を表す。)

2-3 要求原料転化率

ベンゼン: 評価対象とする

エチレン: 99%以上とする。

2-4 ユーティリティ条件

- スティーム

加熱用スチームは系外から供給可能であり、次の 2 種類を想定する。ただし、それぞれの加熱用スチームを供給するために必要となる発熱量ベースの燃料消費量(燃料エネルギー量)の算出を、「5. 燃料エネルギー原単位」に従って行う。

(ア) HP Steam 240℃ 飽和蒸気で供給、240℃飽和液で戻す。

(イ) MP Steam 186℃ 飽和蒸気で供給、186℃ 飽和液で戻す。

- 冷却水 30℃で供給、40℃で戻す。但し、冷却水送水ポンプ及び冷却水塔フォースドドラフトファンで必要となる電力量は無視できるものとする。
- その他

(ア) 冷媒、熱媒体を利用しても構わない。ただし、その場合冷媒供給システム、熱媒体供給システムを設計したうえで、消費電力量、または加熱炉による加熱量を算出し、電力、または高温の燃焼ガスを供給するために必要となる発熱量ベースの燃料消費量(燃料エネルギー量)の算出を、「5. エネルギー原単位の算出方法」に従って行う。

(イ) 加熱炉を用いても構わない。ただし、その場合、燃焼ガスを供給するために必要となる発熱量ベースの燃料消費量(燃料エネルギー量)の算出を、「5. 燃料エネルギー原単位の計算方法」に従って行う。

3. 設計上の注意点:

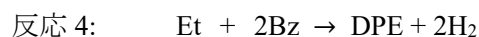
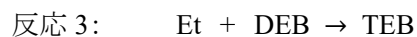
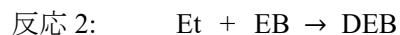
3-1 物性

物性推算は Peng Robinson 式など、状態方程式による物性推算法を用いることとする。ただし、DEB は 1,4-DEB を、DPE は *cis*-DPE を仮定する。また、シミュレータに登録成分がない場合には、同等の分子量の成分で代替してもかまわない。例えば、DPE(C₁₄H₁₂、MW=180.25、NBP=277℃)は、フェナントレン(C₁₄H₁₀、MW=178.23、NBP=332℃)で代替してもかまわない。

3-2 反応モデル

液相 EB 製造プロセスにおける主な反応は、Alkylation 反応過程において下記の反応 1～反応 4 であり、Trans alkylation 反応過程において下記の反応 5、6 である。

Alkylation 反応過程



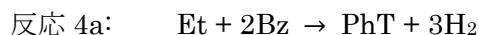
Trans Alkylation 反応過程



このうち Alkylation 反応過程における TEB の生成量は、DEB の生成量に比べて非常に少ない。また、DPE の生成量も、少量かつほぼ生産量に比例すると仮定できることから、以下のようにする。

- 反応 3 および反応 6 は、起こらないものとする。

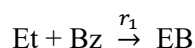
- 反応 4 における Et の DPE への転化率は 0.2%を仮定する。
- DPE をフェナントレン(Phenanthrene: PhT)で代替する場合、反応 4 は反応 4a として考える。



以上より、Alkylation 反応過程の反応 1、反応 2、Trans alkylation 反応過程の反応 5 に対して、下記に示すアレニウス型反応速度式([3]、[4])を適用する。但し、気体定数: $R=8.31446 \text{ J}/(\text{K}\cdot\text{mol})$ 、 $C_i[\text{kmol}/\text{m}^3]$: 成分 i のモル濃度を表す。また Reactive Vol とは、触媒層体積を意味する。

Alkylation 反応過程

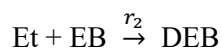
(1) 反応 1



$$r_1[\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactive Vol}] = k_1 \cdot C_{\text{Et}} \cdot C_{\text{Bz}}$$

$$k_1 = 3.170 \times 10^5 \exp\left(\frac{-71,175.6}{RT}\right)$$

(2) 反応 2



$$r_2[\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactive Vol}] = k_2 \cdot C_{\text{Et}} \cdot C_{\text{EB}}$$

$$k_2 = 5.763 \times 10^6 \exp\left(\frac{-83,736.0}{RT}\right)$$

※反応 1、2 は、液相中で起こり、ここでは反応温度を、150°Cから 270°Cの範囲とする。

Trans Alkylation 反応過程

(3) 反応 5



$$r_5[\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactive Vol}] = k_5 \cdot C_{\text{DEB}} \cdot C_{\text{Bz}}$$

$$k_5 = 690.0 \exp\left(\frac{-62,802.0}{RT}\right)$$

※反応 5 は液相中で起こり、ここでは反応温度を、185°Cから 270°Cの範囲とする。また、上記アレニウス型反応速度式は、触媒層入口において、Bz モル流量/DEB モル流量=12.0 の条件の時のみ有効である。

3-3 反応器システム

(1) 液相 EB 製造プロセスの Alkylation 反応過程では、安定的に液相反応を起こさせることが重要であり、管型流通反応器システムを採用するのであれば、反応器全体で液相であることを満たすように、触媒

- 層入口 Bz/Et 比、操作圧力、操作温度、反応器構造及び反応器構成を設計しなくてはならない。
- (2) 気液混相の反応器を検討するのであれば、CSTR でのモデリングを推奨する。

3-4 その他設計上の留意点および仮定

- (1) 蒸留塔の Condenser/Reboiler 間での圧力損失は 0.2bar を仮定する。
- (2) 蒸留塔を減圧設計する場合には、外部から酸素が流入し爆発等のリスクが生ずる。EB 製造プロセスで、系内にベンゼンが存在する場合は、減圧蒸留は用いないこととする。
- (3) 配管の圧力損失は無視してよい。加圧すべき箇所には、必ずコンプレッサー(ガス)か、ポンプ(液)を入れること。減圧すべき箇所には、バルブ(液、ガス)を入れること。
- (4) 系内における熱損失は無視してよい。

参考文献

- [3] Luyben, W. L., "Design and Control of the Ethyl Benzene Process," AIChE J. Vol 57, No. 3, pp 655- 670, March 2011.
- [4] Ganji, H., J. S. Ahari, A. Farshi and M. Kakavand, "Modelling and Simulation of Benzene Alkylation Process Reactors for Production of Ethylbenzene," Petroleum & Coal, 46 (1), pp 55-63, 2004.

4. 機器設計(サイジング)

設計したプロセス操作条件の実行可能性は、それを実行するための各プロセス構成機器の物理的要求サイズや、各装置単位のエネルギー原単位を算出して初めて判断することが可能となる。本年度の学生コンテストでは、プラントコスト推算是要求されていないが、プロセス操作条件の実行可能性の確認、もしくは最適化のために、概念設計段階での主要構成機器(PFD 掲載機器)の機器設計(サイジング)、と消費エネルギーの算出を行う。

4-1 反応器

触媒層体積を求める。反応器システムとして構成するユニット、複合ユニットは、PFD に記載され、反応器ユニット以外のユニットは、他の主要構成機器としてリストアップしサイジングと消費エネルギーの算出を行う。従って、反応器としては触媒層体積のみを算出する。但し、Alkylation 反応過程の管型流通反応器では、原料流体供給部において、部分的に気液接触効率が下がり、液比率が 1.0 を若干下回る場合がある。このような場合でも、意図したとおりの反応を起こさせるために、以下のように触媒層体積には余裕を持たせる。

$$RV_{\text{Design}} \geq 2 \times RV_{\text{Req}}$$

ここで、 RV_{Design} は余裕を含めた触媒層体積、 RV_{Req} は必要な触媒層体積を表す。

4-2 蒸留塔

塔径および高さを求める。蒸留塔は段塔を仮定し、塔径はフラッディング等が生じない許容蒸気質量速度に基づき決定される。許容蒸気質量速度の推算方法は、トレータイプによって異なるが、シーブトレーを仮定して、次の式で推算することができる。

$$G^* = SF \cdot K \cdot \sqrt{\rho_v \cdot (\rho_l - \rho_v)}$$

ここで、 G^* :許容蒸気質量速度(空塔基準)[$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$]、 SF :系補正係数、 K :段間隔と液表面張力より求まる許容蒸気速度係数[m/s]、 ρ_l :液密度[kg/m^3]、 ρ_v :蒸気密度[kg/m^3]である。ここでは、段間隔は、塔径に関係なく0.6mとし、許容蒸気速度係数 K には、0.05m/sを用いる。また、系補正係数 SF には、0.8を用いることとする。段効率は、「気相EB製造プロセス主要機器概要」[5]に基づき、45%を用いる。塔頂は、還流供給・気液の分離のため2m、塔底部は、液ホールドアップのため4m必要とし、原料供給段は段間隔+1mとする。

4-3 容器

容器径(Diameter)と長さ(Length)を求める。液ホールドアップ量を滞留時間 3min ベースで求め、横置き容器(蒸留塔のオーバーヘッドのリザーバー等)、は、NL(Normal Liquid Level)を 50%、Length/Diameter=3.0 を用い、縦置き容器(フラッシュドラム等)は、NL=20%、Length/Diameter=2.0 を用いてそれぞれサイジングする。

4-4 熱交換器

Tube Side流体の種類、温度、圧力、Shell Side流体の種類、温度、圧力、交換熱量 $Q[\text{W}]$ を明記の上、 ΔT_{ln} [K]、伝熱面積 $A[\text{m}^2]$ を算出する。総括熱伝達係数 $U [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ は流速に関係なく下表の値を用いる。

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\text{ln}}$$

但し、熱交換器内部で沸点や露点を通過する場合は、沸点や露点前後で分割して計算する必要がある。

高温流体	低温流体	総括伝熱係数 [$\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$]
ガス	ガス	150
液	ガス	200
液	液	300
ガス(凝縮)	液(蒸発)	1,500
ガス	液	200
ガス(凝縮)	ガス	500
ガス(凝縮)	液	1,000
ガス	液(蒸発)	500
液	液(蒸発)	1,000

4-5 回転機

(ドライバー)所要動力のみ求める。

4-5-1 ポンプ

(ドライバー)所要動力を求める。ドライバーは電動機(モーター)を用いる。電動機の機械的ロス、所要動力の2%とする。蒸留塔のリフラックスポンプの所要動力は、一般にプロセスシミュレータでは計算されない。

ポンプの所要動力: L_p [kW]は、次の式で算出される。

$$L_p = \frac{\gamma Q H g}{3600 \times 1000 \times \eta} = \frac{F H g}{3600 \times 1000 \times \eta}$$

但し

γ : 液密度[kg/m³]

Q : 流量[m³/h]

F : 重量流量[kg/h]

H : ヘッド[m]

g : 重力加速度[N/kg]=9.806

η : ポンプ効率[-](=0.75)

一般にリフラックスポンプは、グランドレベルのポンプ台に設置される。そこで、リフラックスポンプのヘッド(H)は、蒸留塔オーバーヘッドまでの高さ(= H_D)に、2.0 (配管、バルブ等の圧力損失のファクターを想定している)掛けて推算する。これに電動機の機械的ロスを加えて、ドライバー所要動力 L_D [kW]は、下式で算出する。

$$L_D = \frac{L_p}{0.98} = \frac{2.0 \times F \times H_D \times 9.806}{3600 \times 1000 \times 0.75 \times 0.98}$$

4-5-2 コンプレッサー

コンプレッサーは断熱効率75%でコンプレッサー所要動力を求める。ドライバーの機械的ロスは、(ドライバー)所要動力の2%とする。

4-6 加熱炉

加熱量及び加熱炉で加熱されるプロセス流体入口、出口温度を求める。

4-7 その他必要となる機器

その他必要となる機器に関するパフォーマンスデータや機器設計データは、十分に検討の上各自が準備すること。

参考文献

- [5] R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz, "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition," Prentice Hall, 2009.

5. 燃料エネルギー原単位の算出

単位生産量あたり必要となる発熱量ベースの燃料消費量(燃料エネルギー原単位)を、プロセス設計評価基準とする。単位生産量あたりの燃料エネルギー原単位を算出するために、「4. 機器設計(サイジング)」で求めた、加熱用スチームで加熱する熱交換器の加熱量[GJ/h]、回転機ドライバーの所要動力[kW]、加熱炉の燃焼ガスによる加熱量[GJ/h]に、単位加熱量あたり必要となる発熱量ベースの燃料消費量(加熱量の燃料エネルギー原単位[GJ-Energy/GJ-Heating])、単位発電量あたり必要となる発熱量ベースの燃料消費量(発電燃料エネルギー

原単位[GJ-Energy/(h・kW-Generated))を掛け、総和をとる。これにより、EB製造に要するエネルギー消費量[GJ-Energy/h]を算出することができ、このエネルギー消費量をEB生産量(Ton-EB/h)で割ることで、単位生産量あたり必要となる発熱量ベースの燃料消費量(燃料エネルギー原単位[GJ/Ton-EB])を算出する。

5-1 加熱用スチームによる加熱量の燃料エネルギー原単位

電熱併給可能な、以下に概要を示すスチームタービンを用いたパワープラント[6]を想定する。このスチームタービンは、33.5bar、及び11.5barで抽気することが可能であり、これら抽気スチームラインから、加熱用HP Steam (HPS: 33.5bar、240°C飽和)、MP Steam (MPS: 11.5bar、186°C飽和)を供給し、プロセス流体を加熱することができ、抽気圧力と同じ圧力の飽和液をパワープラントに戻すことを想定している。発電設備として、正味の発電量(総発電量-パワープラント内電力消費量)100,000kWを仮定し、加熱用HPS、MPSによる加熱量を独立に一定量(Q[GJ/h])増やしたケースのSimulationを行い、それぞれのケースでの燃料(メタン100%を仮定)増加量[kmol/h]を算出する。燃料増加量にメタンのLHV (Low Heating Value) [GJ/kmol]を掛け、加熱用HPSまたはMPSによる加熱量をQ[GJ/h]増加するのに要したエネルギー投入量[GJ-Energy/h]を算出し、Q[GJ-Heating/h]で割ることで、加熱用スチームによる単位加熱量当たりの発熱量ベースの燃料消費量、すなわち加熱用スチームによる加熱量の燃料エネルギー原単位[GJ-Energy/GJ-Steam Heating]を算出することが可能となる。以上の手続きに従い、加熱用HPS、MPSそれぞれによる加熱用の燃料エネルギー原単位[GJ-Energy/GJ-HPS or MPS Heating]を5-1-1、5-1-2のように算出した。

パワープラント概要

高圧スチームヘッダー	: 105 bar、500°C
抽気1	: 33.5 bar
抽気2	: 11.5 bar
コンデンサー	: 0.28bar、68°C
タービン効率	: 75%
Deaerator	: 2.54bar
供給水	: 60°C

5-1-1 HP Steam (HPS)による加熱量の燃料エネルギー原単位: EC_{HPS}

- $EC_{HPS}=0.99121$ [GJ-Energy/GJ-HPS Heating]

5-1-2 MP Steam (MPS)による加熱量の燃料エネルギー原単位: EC_{MPS}

- $EC_{MPS}=0.64852$ [GJ-Energy/GJ-MPS Heating]

5-2 電力燃料エネルギー原単位: $EC_{F-Power}$

5-1に示す想定したパワープラントにおいて、正味の発電量100,000kWの下で、33.5bar及び11.5barの抽気流量を0.0[t/h]としたケースでのSimulationを行う。これによって得られた燃料(メタン100%を仮定)流量[kmol/h]は、正味の発電量100,000kWを得るためだけに必要となったものであり、この燃料流量にメタンのLHV [GJ/kmol]を掛け、正味の発電量100,000kWを得るために必要となるエネルギー投入量[GJ-Energy/h]を算出し、これを発電量100,000kWで割ることで、単位発電量あたり必要となる発熱量ベースの燃料消費量、

即ち電力燃料エネルギー原単位[GJ-Energy/(h・kW-Generated)]を算出することが可能となる。以上の手続きに従い、想定したパワープラントにおける電力エネルギー原単位を以下のように算出した。

- $EC_{E-Power}=1.3754 \times 10^{-2}$ [GJ-Energy/(h・kW-Generated)]

5-3 加熱炉の燃焼ガスによる加熱量の燃料エネルギー原単位

高温の燃焼ガスによりプロセス流体を加熱する加熱炉を、ここでは装置規模に基づき2つのタイプに大別する。図5-1、5-2は両タイプの加熱炉(システム)を単純化したFlow Diagramを表す。

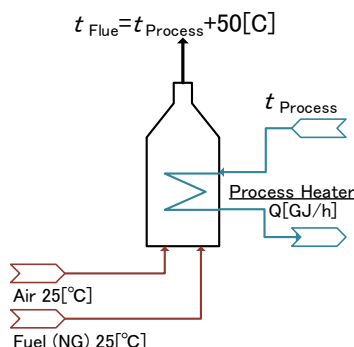


図5-1 小型加熱炉

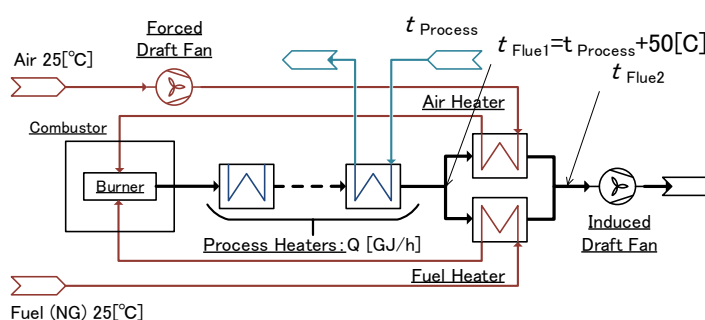


図5-2 加熱炉システム

図5-1で表されるタイプは、燃焼ガスによって加熱するプロセス流体ごと個別に加熱炉を設置するもので、小型で小規模である。空気予熱器(Air Heater)や燃料予熱器(Fuel Heater)は付属しないため、燃焼空気を押し込むためのForced Draft Fan (FDF)は不要となる。また、スタック出口での排気には、ナチュラルドラフト効果を用いるために、排気ガスを誘引するためのInduced Draft Fan (IDF)も不要となる。一方、図5-2で表されるタイプは、燃焼ガスで加熱する複数のプロセス流体を一つの加熱炉システムによって加熱するものである。燃焼室からの高温の燃焼ガスは、ダクトを介して複数のプロセス加熱器に送られ、複数のプロセス流体を加熱した後、Air Heater、Fuel Heaterで燃焼空気、燃料を加熱する。Air Heaterにより燃焼空気側に圧力損失が生ずるので、FDFが必要となる。更に燃焼ガスは、ダクト及び複数の加熱用チューブバンドルを通過するため圧力損失が生じ、排気のためにはIDFが必要となる。

5-3-1 小型加熱炉の燃焼ガスによる加熱量の燃料エネルギー原単位

図5-1に示すように、 t_{Flue} をスタック出口温度、 $t_{Process}$ を加熱するプロセス流体の入口温度とする。 t_{Flue} の最小値は、酸露点に余裕を考慮すると、 180°C とすることができる。しかし、加熱炉燃焼ガスとプロセス流体との最小必要温度差を 50°C とすれば、 $t_{Flue} = t_{Process} + 50$ となり、 $t_{Process} > 180 - 50 = 130$ では、加熱炉の燃焼ガスの持つ熱エネルギーを何度まで回収できるかは、加熱するプロセス流体の入口温度; $t_{Process}$ に依存することになる。そこで、燃料にメタン100%を仮定し、過剰空気5%、プロセス流体の加熱量 Q [GJ/h]とし、 $t_{Process} = 130^{\circ}\text{C}$ 、 280°C 、 400°C に対応する $t_{Flue} = 180^{\circ}\text{C}$ 、 330°C 、 450°C の各ケースに対して必要となる燃料(メタン)流量[kmol/h]を算出し、LHV[GJ/kmol]を掛けることで加熱量 Q [GJ/h]に必要なエネルギー投入量[GJ-Energy/h]を算出した。このエネルギー投入量を加熱量 Q [GJ/h]で割りこと

で、 $t_{Process}=130^{\circ}\text{C}$ 、 280°C 、 400°C の各ケースにおける単位加熱量当たりのエネルギー投入量(燃料エネルギー原単位: $EC_{Furnace}$ [GJ-Energy/GJ-Furnace Heating])を表5-1に示すように算出した。

表5-1 プロセス流体入口温度対加熱量の燃料エネルギー原単位

$t_{Process}$ [C]	130	280	400
$EC_{Furnace}$ [GJ/GJ]	1.0711	1.1530	1.2308

表5-1の結果より、以下のように $t_{Process}$ の関数として小型加熱炉の燃焼ガスによる加熱の燃料エネルギー原単位: $EC_{Furnace}(t_{Process})$ を得る。

- $EC_{Furnace}(t_{Process}) = 3.817 \times 10^{-7} \cdot t_{Process}^2 + 3.892 \times 10^{-4} \cdot t_{Process} + 1.0141$
[GJ-Energy/GJ-Furnace Heating] 但し、 $t_{Process} \geq 130.0$

5-3-2 加熱炉システムの燃焼ガスによる加熱量の燃料エネルギー原単位

図5-2に示すように、 t_{Flue1} を煙道側Air/Fuel Heaters入口温度、 t_{Flue2} を煙道出口温度、 $t_{Process}$ を加熱する複数のプロセス流体のうち、最も温度の低いプロセス流体の入口温度とする。 t_{Flue2} の最小値は、酸露点に余裕を考慮すると、 180°C とすることができ、燃料にメタン100%を仮定し、過剰空気率5%として、Air/Fuel Heaterにより燃焼空気、燃料ともに 25°C から 110°C まで加熱するとしてSimulationを行うと、 $t_{Flue1} - t_{Flue2} = 69.5^{\circ}\text{C}$ であり、 t_{Flue1} の最小値は $180 + 69.5 = 249.5^{\circ}\text{C}$ となる。しかし、加熱炉煙道ガスとプロセス流体との最小必要温度差を 50°C とすると、 $t_{Flue1} = t_{Process} + 50$ と考えることが出来、 $t_{Process} > 249.5 - 50 = 199.5$ において、加熱炉の燃焼ガスの持つ熱エネルギーを何度までプロセス加熱器で回収できるかは、 $t_{Process}$ に依ることになる。そこで、前述のとおり、燃料にメタン100%を仮定し、過剰空気率5%、Air/Fuel Heaterによる燃焼空気、燃料の加熱温度 110°C の条件で、プロセス流体の総加熱量を Q [GJ/h]とし、 $t_{Process} = 199.5^{\circ}\text{C}$ 、 300°C 、 400°C に対応する $t_{Flue1} = 249.5^{\circ}\text{C}$ 、 350°C 、 450°C の各ケースに対して必要となる燃料(メタン)流量[kmol/h]を算出し、LHV[GJ/kmol]を掛けることで加熱量 Q [GJ/h]に必要なエネルギー投入量[GJ-Energy/h]を算出した。但し、必要となる燃料流量には、IDF、FDFへの電力供給のための燃料を含む。このエネルギー投入量を加熱量 Q [GJ/h]で割ることで、 $t_{Process} = 199.5^{\circ}\text{C}$ 、 300°C 、 400°C の各ケースにおける単位加熱量当たりのエネルギー投入量(燃料エネルギー原単位: $EC_{Furnace}$ [GJ-Energy/GJ-Furnace Heating])を表5-2に示すように算出した。

表5-2 プロセス流体の最小入口温度対加熱量の燃料エネルギー原単位

$t_{Process}$ [C]	199.5	300	400
$EC_{Furnace}$ [GJ/GJ]	1.0963	1.1540	1.2193

表5-2の結果より、以下のように $t_{Process}$ の関数として加熱炉システムの燃焼ガスによる加熱の燃料エネルギー原単位: $EC_{Furnace}(t_{Process})$ を得る。

- $EC_{Furnace}(t_{Process}) = 3.856 \times 10^{-7} \cdot t_{Process}^2 + 3.824 \times 10^{-4} \cdot t_{Process} + 1.0046$
[GJ-Energy/GJ-Furnace Heating] 但し、 $t_{Process} \geq 199.5$

上式は、 $t_{\text{Process}} \geq 199.5$ の場合のみ有効となるが、複数のプロセス流体の加熱を考えた場合、 $t_{\text{Process}} < 199.5$ となるプロセス流体も一緒に同一の加熱炉システムで加熱する場合も考えられる。その場合、 $t_{\text{Flue1}} = t_{\text{Process}} + 50$ によって、 t_{Flue1} を算出したのでは、 t_{Flue2} が 180°C 以下となり、酸露点を下回る恐れが生ずる。そこで、 $t_{\text{Process}} < 199.5$ であっても、 $t_{\text{Flue1}} = 249.5$ で制御するものと仮定し、以下の加熱炉システムの燃焼ガスによる加熱の燃料エネルギー原単位: $EC_{\text{Furnace}}(t_{\text{Process}})$ を用いる。

- $EC_{\text{Furnace}}(t_{\text{Process}}) = 1.0963$ [GJ-Energy/GJ-Furnace Heating] 但し、 $t_{\text{Process}} < 199.5$

参考文献

- [6] 令和2年度 第19回プロセスデザイン学生コンテスト課題 CO₂を原料とするDMEプロセスの設計、
https://scejcontest.jp/2020/download/processsim2020_v1.pdf

6. プロセス設計評価基準

- (1) 燃料エネルギー原単位(単位生量当たりの投入エネルギー量[GJ/Ton-EB])。
- (2) ベンゼンの製品への転化率
- (3) 設計方針および設計案の特徴
「設計方針」、「設計案の特徴(如何に省エネルギーを図ったかを含めて)」を明確に述べること。
セクション(工程)の概要、設計方針、特徴などプロセスユニットの設計方針や設計根拠を明確に示すこと。
代替案がある場合には、それらを比較・検討した過程が分かるように説明すること。
- (4) リサイクル
リサイクル構造をどのように設計したのかを説明すること。シミュレーションにおいて、物質収支、熱収支が、精度よく収束していることを示すこと。
- (5) 供給ポイント
原料の供給ポイントをどのように決めたか。反応器への供給方法、供給状態を含む。
- (6) 機器サイズ
適切な機器サイズになるように機器を設計したか。
- (7) ドキュメント類
プロセスフローシートなどのドキュメント類についても評価対象となるので、提出要領に従って、適宜、準備すること。

以上