

令和6年度「第23回 プロセスデザイン学生コンテスト」

# エチルベンゼンの脱水素によるスチレンモノマー製造プロセスの 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

## 目次

- |                                 |   |
|---------------------------------|---|
| 1. 概要                           | 6-4 熱交換器  |
| 2. プロセスケミストリー                   | 6-5 回転機   |
| 3. プロセスディスクリプション                | 6-6 加熱炉   |
| 3-1 SM 製造プロセス及び凝縮水の取り扱い<br>について | 6-7 その他必要となる機器  |
| 3-2 加熱炉システムについて                 | 7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出   |
| 4. 課題                           | 7-1 原料エネルギー原単位  |
| 4-1 製品仕様:SM の生産量と品質             | 7-2 燃料エネルギー原単位  |
| 4-2 原料(BL)条件                    | 7-2-1 ユーティリティースティームによる単位加熱<br>量当たりの燃料エネルギー消費量                       |
| 4-3 低温低圧供給スチーム条件                | 7-2-2 希釈スチームとして加熱炉を経てプロセス<br>へ供給される低温低圧スチームの単位供<br>給量当たりの燃料エネルギー消費量 |
| 4-4 ユーティリティースチーム条件              | 7-2-3 単位電力発電量当たりの燃料エネルギー<br>消費量                                     |
| 5. 設計上の注意点                      | 7-2-4 単位スチーム加熱量当たりの加熱炉燃料<br>エネルギー消費量                                |
| 5-1 物性                          | 7-2-5 単位冷媒冷却量当たり冷凍機ドライバーの<br>発熱量ベースの燃料消費量                           |
| 5-2 反応モデル                       | 8. プロセス設計評価基準   |
| 5-3 反応器システム                     | 参考文献  |
| 5-4 その他設計上の留意点および仮定             |   |
| 6. 概念機器設計                       |   |
| 6-1 反応器                         |   |
| 6-2 蒸留塔                         |   |
| 6-3 容器                          |   |

## 1. 概要([1], [2], [3], [4]):

スチレンモノマー (SM) は、ビニルベンゼンとも呼ばれ、ビニル基の高い活性により、単独あるいは他の多くのモノマーと容易に重合することから、様々なポリマーの製造に使用される重要な工業用化学物質である。エチルベンゼン (EB) の脱水素による SM の商用プロセスは、1930 年代にドイツと米国で開発され、第一次世界大戦中に、合成ゴム需要により生産量が大幅に増加し、第二次世界大戦以降は、合成ゴム需要に加え、

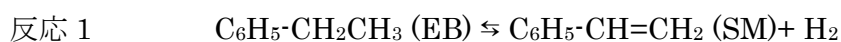
家電製品や自動車向けにエンジニアリングプラスチック需要が高まり、2015 年の SM の生産能力は年間 3,200 万トン(MTA)を超える。現在生産されている SM の 60%以上がポリスチレンの製造に使用され、残りはスチレン・アクリロニトリル、アクリロニトリル・ブタジエン・スチレン、スチレン・ブタジエンラテックス、スチレン・ブタジエンゴムなど、さまざまな共重合体の製造に使用されている。

SM 製造プロセスにおける EB の脱水素反応( $\text{EB(g)} \rightleftharpoons \text{SM(g)} + \text{H}_2\text{(g)}$ )は、吸熱、非等モル、可逆の気相反応であり、EB の高い転化率を得るためには、高温、低圧条件が必須となる。「低圧条件」については、反応器操作圧力を下げ、更に希釈用低圧スチーム(Atomizing Low Pressure Steam)を反応器に供給することで、反応生成物の分圧を下げ EB の平衡転化率を高めると同時に、反応性に富む SM の分解を妨げている。一方、EBからベンゼン(BZ)、トルエン(TN)、エチレン(ET)、メタン(C1)、二酸化炭素(CO<sub>2</sub>)などを副生する副反応も起こり、「高温条件」は、EB の脱水素反応とともに望ましくない副反応の反応速度も上げる。このため、SM 製造プロセスの反応温度は、650℃以下が採用される。初期の SM 製造プラントでは、単一断熱反応器に大量の希釈スチームを導入するか、等温に近い温度プロファイルを持つ管型反応器を用いるかであった。しかし、前者であれば、大量の希釈スチームの導入とその希釈スチームの加熱により、後者であれば、反応器出口デカンターの減圧操作と未反応 EB の蒸留分離操作、収率の低下などにより単位生産量当たりのエネルギー消費量が増大した。その後、SM 需要の増加、それに伴うプラントの大型化、低圧力損失を実現するラジアルフロー反応器の開発により、今日 SM 製造プロセスでは、断熱ラジアルフロー反応器を用いた、反応器間再加熱を伴う 2 ないしは 3 反応器システムへと進化した。

SM 製造プロセスの設計とは、この反応器間再加熱を伴う反応器システムにおいて、反応器システム入口のスチーム/EB比率、反応器入口温度、再加熱方式、反応器数、反応器操作圧力、反応器サイズを主な決定変数として、製品仕様、生産量を満たすのに必要なプロセス構造、プロセス変数を設計する問題となる。本年度のプロセスデザイン学生コンテストは、SM 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原料エネルギー消費量及び燃料エネルギー消費量(これをエネルギー原単位と称する)をプロセス設計評価基準として競う。

## 2. プロセスケミストリー([1], [2], [3], [4]):

前述の通り、EB から SM への脱水素反応(反応 1)は、気相吸熱反応であり、平衡によって制約され、酸化カリウムを促進剤とし酸化第二鉄を主成分とする触媒が用いられる。この反応が気相吸熱反応であるが故に、断熱反応器では、反応器に供給される EB-スチーム混合物が触媒層を通過するにつれて、反応速度が温度とともに低下する。

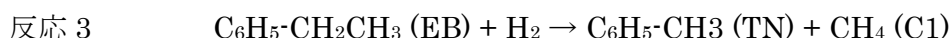
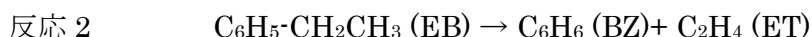


SM 製造プロセスの EB の脱水素反応器において、反応器操作圧力を下げ、更に希釈スチームを加える理由の一つは反応生成物の分圧を下げ、EB の平衡転化率を高めると同時に、SM の分解反応を妨げることにあるが、もう一つの理由は流体の熱容量を増加させ、反応に伴う温度の低下を防ぎ、EB の平衡転化率を高めることにある。しかし、反応器入口のスチーム/EB比をいくら高くしても、単一の反応器では吸熱反応に伴い、反応が進まなくなるため、単一反応器での EB 転化率は約 40%が限界である。さらに、希釈スチームの供給に伴うエネルギー消費量を下げ(反応器システム入口のスチーム/EB 比の適正化)、なおかつ未反応 EB の分離リサイクルに掛かるエネルギー消費量を抑える必要がある。そのため、EB の脱水素反応器シ

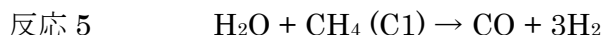
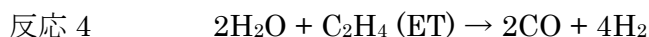
ステムとして、反応器と反応器の間に再加熱のための機能を有し、2段階ないし3段階の断熱反応器で構成することによりEBの単通転化率を十分に高い値に保つ。

一方、再加熱の方法には2種類ある。(1)一つは反応器と反応器の間に、高温熱媒体(商用プロセスでは、低圧スチームを加熱炉で所定の温度まで加熱したものを高温熱媒体とする)を用い、熱交換器により間接的に加熱する方法で、(2)もう一つは、反応器と反応器の間に空気の供給ラインを設置し、2段目、3段目の反応器のEB脱水素触媒の前に、前段の反応器で副生された水素を、選択的に燃焼させるための酸化触媒を設置し、この水素の燃焼熱で直接再加熱を行う方法である。(1)では、反応器操作圧力を下げ、希釈スチームを加えることで反応1の反応生成物の分圧を下げているが、(2)では、加えて副生した水素を燃焼により消費することで水素分圧を直接下げ、空気中の窒素が加わることで更に反応1の反応生成物の分圧を下げることを可能にしている。また、(1)では、再加熱のための熱交換器において圧力損失が発生するが、(2)では、反応器としてラジアルフロー断熱反応器を用いる限り、再加熱に伴う圧力損失を考慮する必要はない。このことは、同じ反応器段数であれば、(1)よりも(2)のほうが、反応器システムを低差圧で設計することが可能となることを意味する。低圧条件下で反応器システムを操作する場合、反応器システムの差圧の大小は、下流の気液液分離装置(デカンター)の減圧操作条件(減圧の度合)に大きく影響を及ぼす。デカンターを高減圧条件で操作するためには、操作温度を下げる必要がある上、減圧システムに大きな負荷がかかり、デカンター周り及び減圧システムでのエネルギー消費、収率に影響を及ぼす。

反応1の主反応に対して、EBの脱水素反応の主な副反応は、反応2に示すベンゼン(BZ)生成反応と、反応3に示すトルエン(TN)生成反応である。



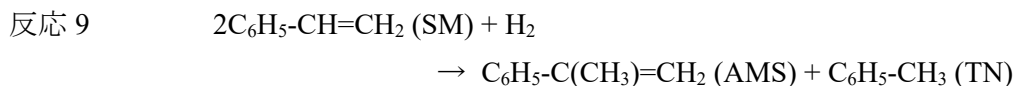
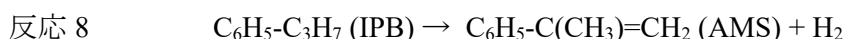
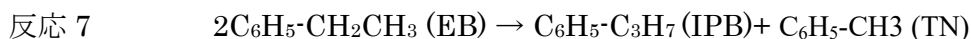
反応2、反応3で生成したETとC1は、反応4、反応5によって、水と反応して一酸化炭素と水素を生成する。



生成したCOは、反応6に示すシフト反応により、水と反応し二酸化炭素と水素を生成する。



EBの脱水素反応器では、上記反応2から反応6の製品SMよりも揮発度の高い成分の生成反応に加えて、SMより揮発度の低い $\alpha$ -メチルスチレン(AMS)が生成する反応が起こる。このAMSの生成反応には、反応7、反応8に示す、EBを前駆体としてクメン(イソプロピルベンゼン: IPB)を中間生成物とする反応経路と、反応9に示す、生成したSMを主たる前駆体とする反応経路がある。



更に、AMS、及び SM の縮重合反応が生じ、重質油(Heavier)が生成されるが、生成量は決して多くはない上 SM より揮発度が低いため、未反応 EB のリサイクルには含まれない。そのため反応器システムで濃縮し、EB 単通転化率及び収率に大きく影響することはない。このことから、本プロセスデザイン学生コンテストでは、簡単のために EB の脱水素反応器内で起こる反応を、反応 1 から反応 6 (但し再加熱に水素の選択的燃焼を用いる場合には、 $2H_2+O_2\rightarrow 2H_2O$  の反応が加わる)に限り、反応 7 から反応 9 及び重質油生成反応は省略し、IPB、AMS、重質油成分は考慮しない。

### 3. プロセスディスクリプション([1], [2], [3], [4]):

#### 3-1 SM 製造プロセス及び凝縮水の取り扱いについて

図 3-1 に SM 製造プロセスのブロックフローダイアグラム(BFD)に準ずるプロセスフロー図を示す。この図には、脱水素反応器供給流体の希釈、加熱、再加熱に係る流体を(1)~(6)で表し、熱交換器による間接再加熱と、副生した水素の選択的燃焼による直接再加熱の両方の場合が含まれている。

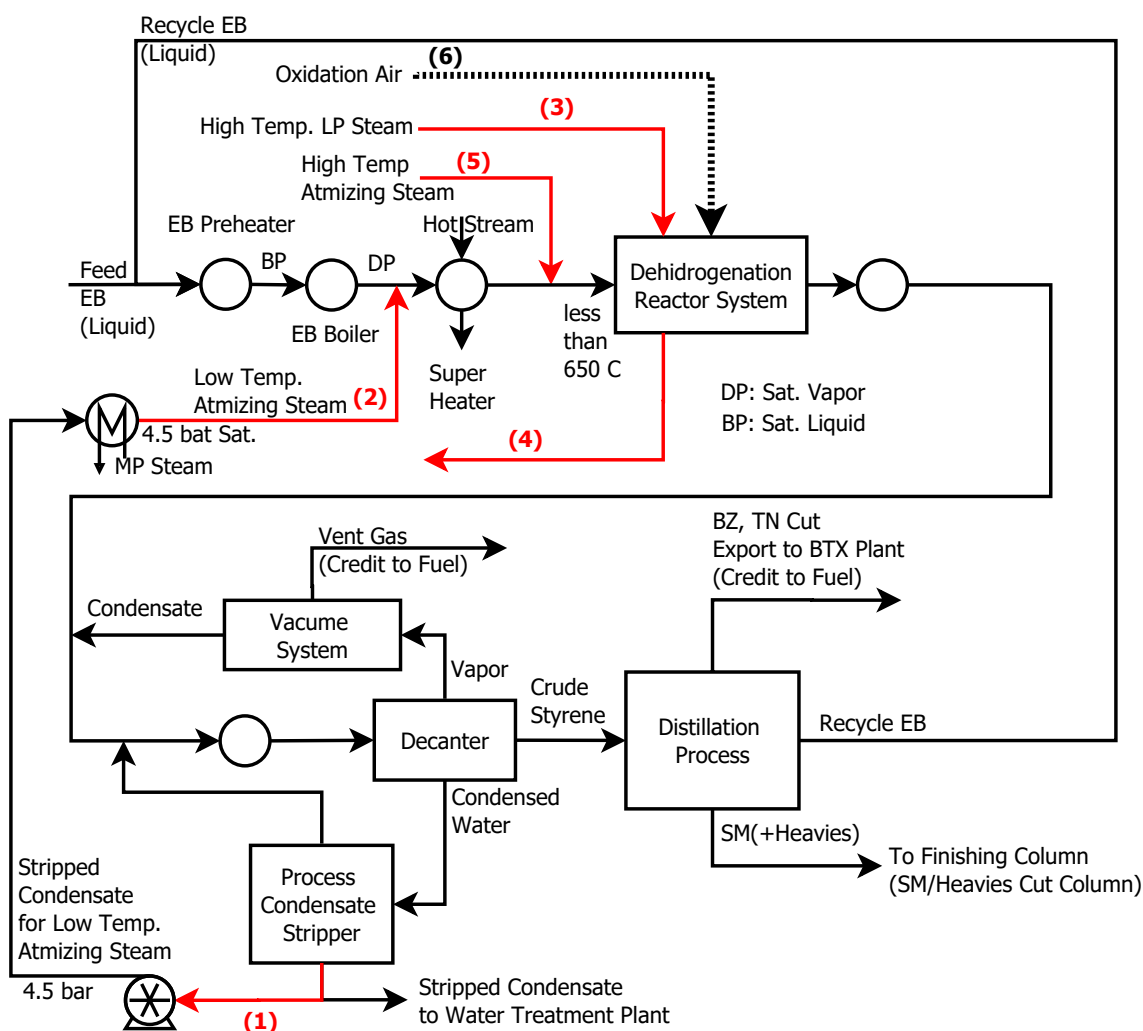


図 3-1 SM 製造プロセスの BFD に準ずるプロセスフロー図

液で供給される原料 EB は、「蒸留プロセス」で分離された未反応 EB と混合された後に、沸点、露点、過熱状態まで加熱される。過熱状態まで加熱する過熱器の高温流体供給温度が 500°C 以上の場合、熱交換器チューブ表面で、EB の脱水素反応が起こる危険性があり、それを防ぐために、過熱器手前で EB モル流量の 2 倍の低温希釈蒸気(流体(2))を導入する。この流体(2)は、図 3-1 に示すように、後述するプロセスコンデンセイトストリッパーの缶出液の一部(流体(1))を、ポンプで昇圧し、中圧ユーティリティースティーム(MPS)で低圧飽和スティームを発生させて再利用している。過熱器で適当な温度まで昇温した後、反応器システムに供給するために 590~650°C まで加熱する必要があるが、加熱炉による間接加熱を行うと、チューブ表面が 1500°C を超える高温となり、チューブ表面で EB の脱水素反応に加え重合反応、分解反応が起こり、炭素析出の危険性が增大する。そのため、過熱器出口の EB-スティーム流体に、高温(700°C 以上)希釈スティーム(流体(5))を加えることで、規定の温度(590~650°C)まで昇温する。高温希釈スティームの投入量は、反応器システム入口のスティーム/EB モル比率をいくつにするかによって決まり、高温希釈スティームの温度は、同じく反応器システム入口の操作設計温度を何度にするかによって規定される。

規定の温度まで昇温された EB-スティーム流体は、脱水素反応システムの第一反応器に導入され、「2. プロセスケミストリー」に示す反応 1~反応 6 が脱水素反応触媒上で起こり、それに伴い温度、反応速度が低下する。目標とする EB 転化率(工業プロセスでは、約 70%)を達成するためには、第一反応器出口の流体を、第二反応器入口の規定温度まで再加熱する必要がある。これに熱交換器による間接的な再加熱を用いる場合には、低圧高温スティーム(流体(3): 供給、流体(4): 戻り)を熱媒体として熱交換器にて、第二反応器入口流体の昇温を行う。副生した水素の選択的燃焼による直接再加熱を行う場合には、流体(3)、(4)に代わり、反応器システムに燃焼用空気(酸素(O<sub>2</sub>)21mol%、窒素(N<sub>2</sub>)79mol%: 流体(6))を導入し、反応器内の EB 水素化反応触媒の前段に設置された、水素の選択的燃焼触媒上で水素を燃焼させることにより、第二反応器入口流体を昇温する。昇温された流体は、第二反応器(または EB 水素化反応触媒層)に導入され、第一反応器同様、「2. プロセスケミストリー」に示す反応 1~反応 6 が進行し、反応に伴い温度、反応速度が低下の後第二反応器を出る。第二反応器の下流に、3 段目の反応器を導入する場合には、第二反応器同様に、再加熱のための装置及び適用する反応器が設置されるが、第三反応器及び再加熱方式によっては再加熱装置で圧力損失が生ずることに留意しなくてはならない。

EB の脱水素反応システムの出口ガスは、何段階かの冷却(熱回収、冷却水による冷却、場合によって冷媒による冷却)を経て、気液液分離器(デカンター)に供給され、H<sub>2</sub>、CO、C1、ET、CO<sub>2</sub>、(直接再加熱の場合には N<sub>2</sub>を含む)及び H<sub>2</sub>O が主な成分となるガスと、BZ、TN、EB、SM を含むオイル、そして凝縮水に分かれる。EB の脱水素反応器操作圧力は、商用プロセスにおいて 200mmHg から大気圧よりも若干高い圧力までと言われており、反応器システム及び出口の冷却器の圧力損失を考慮すると、デカンターの操作圧力は減圧となる。その場合、デカンターガスラインに減圧コンプレッサー、冷却器、凝縮分離器から成る減圧システムの設置が必要となる。減圧システムから出力される凝縮液は、デカンター入口の冷却器手前のラインに戻され、フラッシュした後に、反応器システム出口流体とともに冷却され、デカンターで気液液分離される。減圧システムからのベントガスは、ガス処理プロセスに送られ、有効利用される場合もあるが、本プロセスデザイン学生コンテストでは、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って、発熱量換算を行い、原料エネルギー消費量から引く(クレジットすることとする。

一方、デカンター凝縮水は触媒層を通り、オイル成分とともに凝縮分離したもので、ガス成分及びオイル成分の極少量が溶け込んでいる。このままでは水処理プラントで処理することも、希釈用スチームとしてリサイクルすることもできない。そのため、デカンターの凝縮水は、プロセスコンデンセイトストリッパーでガス成分とオイル成分をスチームとともに塔頂より取り除き、塔底から処理水を取り出す。処理水の一部(流体(1))は、上述したように低温希釈スチーム(流体(2))として再利用される。プロセスコンデンセイトストリッパーベントガスは、デカンター入口の冷却器手前に戻され、反応器システム出口流体とともに冷却され、デカンターで気液液分離される。但し、本プロセスデザイン学生コンテストでは、「5. 設計上の注意点」に示すように、物性推算に Peng-Robinson 式を用い、VLLE(気液液平衡)計算において“Immiscible Water”の仮定を採用する。このため、プロセスシミュレーションでは、デカンター凝縮水相に、ガス成分もオイル成分も含まれず、水単成分となる。プロセスコンデンセイトストリッパーの消費エネルギーは、図 3-2 に示す PFD に基づき、フラッシュ計算により算出することが出来る。但し、デカンター凝縮水  $F$  [t/h] に対して、ストリッピングスチーム量(ベント量)は  $0.05F$  [t/h]、リフラックスレシオ 1.5、ストリッパー操作圧力 1.8 bar とした。圧力損失は 0.0 bar を仮定し、最小必要温度差は  $20^{\circ}\text{C}$  とした。

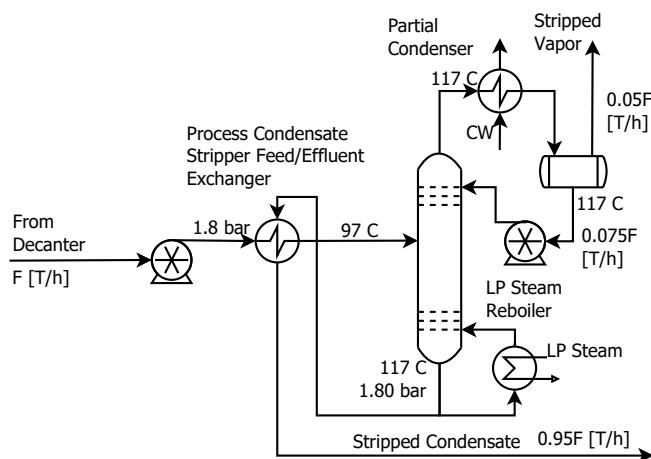


図 3-2 プロセスコンデンセイトストリッパーPFD

デカンターオイル相は、粗スチレン(Crude Styrene)と呼ばれ、揮発度の順に BZ、TN、EB、SM を含み、蒸留プロセスによって、BZ-TN、EB、SM の各カットに分離され、EB カットはリサイクル EB としてプロセス上流に送られる。BZ-TN カットは、既存の BTX プラントに送油されるとして、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従い発熱量換算を行い、原料エネルギー消費量からクレジットする。SM カットには、本来少量の重質油が含まれるため、SM/Heavier をカットポイントとするフィニッシングカラムと呼ばれる蒸留塔に送られ、留出物として製品 SM が精製される。しかし、「2. プロセスケミストリー」に示すように、本プロセスデザイン学生コンテストでは、重質油の生成反応を簡単のため省略した。よってシミュレーション上、SM カットに Heavier が含まれることはない。そこで、図 3-1 に示すように、SM カットはフィニッシングカラムに送られることとし、ここではフィニッシングカラムを設計のスコップから外し、「4. 課題」の製品仕様は、図 3-1 に示す SM カットの仕様を指すと共に、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」には、フィニッシングカラムの燃料エネルギー消費量は含まないものとする。



### 3-2 加熱炉システムについて

図 3-3、3-4 に、反応器システムにおいて間接再加熱する場合と直接再加熱する場合の希釈、加熱、再加熱と加熱炉システムの概略図を示す。但し、両図ともに、反応器システムが 2 基の反応器で構成される場合を示す。加熱炉は、加熱炉煙道出口に設置された燃焼空気予熱器、燃料予熱器で 110°C まで昇温した燃焼空気及び燃料(NG)を、バーナーで燃焼することで 2055°C の高温の燃焼ガスを発生させ、バーナー出口から誘引送風機入口までの熱を利用し低温低圧の供給スチーム(4.5bar、165°C)を 700°C 以上に昇温している。

図 3-3 では、BL より供給される 4.5bar、165°C の低温低圧スチームを、「LP スチームヒーター」で  $t_{ST1}$  [°C] まで加熱したあとで、「再加熱用スチームヒーター」にて  $t_{ST2}$  [°C] (700°C 以上) まで加熱する。 $t_{ST2}$  [°C] まで過熱された再加熱用スチーム(流体(3))は、第一反応器出口流体を第二反応器入口の必要な温度まで昇温するための「第一反応器出口再加熱用ヒーター」に導入され、 $t_{ST3}$  [°C] まで温度が下がる。 $t_{ST3}$  [°C] の「第一反応器出口再加熱用ヒーター」出口スチーム(流体(4))は、「再加熱用スチームヒーター」と並列配置された「高温希釈スチームヒーター」で規定した温度( $t_{ST4}$  [°C]) まで加熱した後に、EB-スチーム過熱器出口流体と混合され、第一反応器に入力される。「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って、図 3-3 に示す加熱炉で消費される燃料 NG を、燃料エネルギー消費量として算出するためには、「LP スチームヒーター」、「再加熱用スチームヒーター」、「高温希釈スチームヒーター」の尤もらしい(熱バランスとして矛盾のない)熱負荷を算出する必要がある。ここでは、簡単のために、以下の仮定の下、3 つのスチームヒーターの熱負荷[GJ/h]を算出することとする。

- $t_{ST1} = t_{ST3}$
- $t_{ST2} = t_{ST4}$

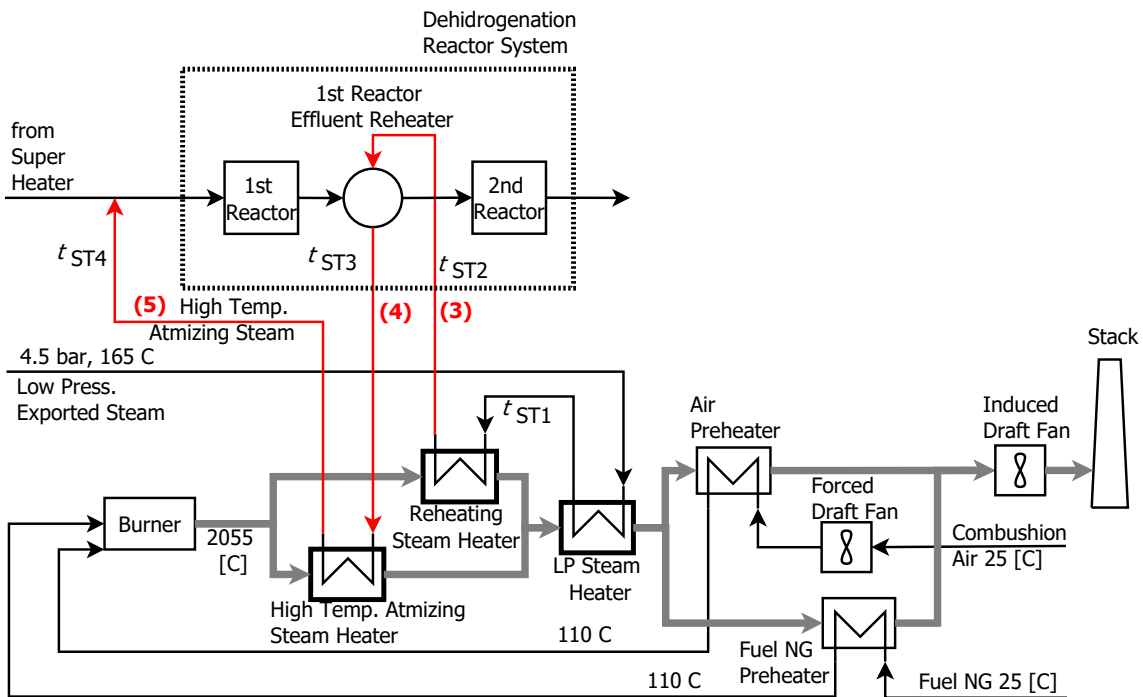


図 3-3 間接加熱する場合の希釈、加熱、再加熱と加熱炉システム

図 3-4 では、第一反応器出口流体の再加熱に、燃焼空気(流体(6))を導入することで、第一反応器で生成された水素の選択的な燃焼による燃焼熱を適用している。このため BL より供給される 4.5bar、165℃の低温低圧スチームは、図 3-3と同様に「LP スチームヒーター」で  $t_{ST1}$  [°C]まで加熱したあとで、「高温希釈スチームヒーター」で規定した温度( $t_{ST4}$  [°C])まで加熱され、EB-スチーム過熱器出口流体と混合して第一反応器に入力される。図 3-4 の場合、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って、加熱炉で消費される燃料 NG を、燃料エネルギー消費量として算出するために、「LP スチームヒーター」と「高温希釈スチームヒーター」の熱負荷を個別に算出する必要はないが、図 3-3 の場合とバランスをとるために、以下のように仮し、2 つのスチームヒーターの熱負荷[GJ/h]を算出することとする。

- $t_{ST1} = 500$  [°C]

また、第二反応器の入口温度は、燃焼空気の流量によって制御され、流量制御バルブの圧力損失は、1bar を仮定する。

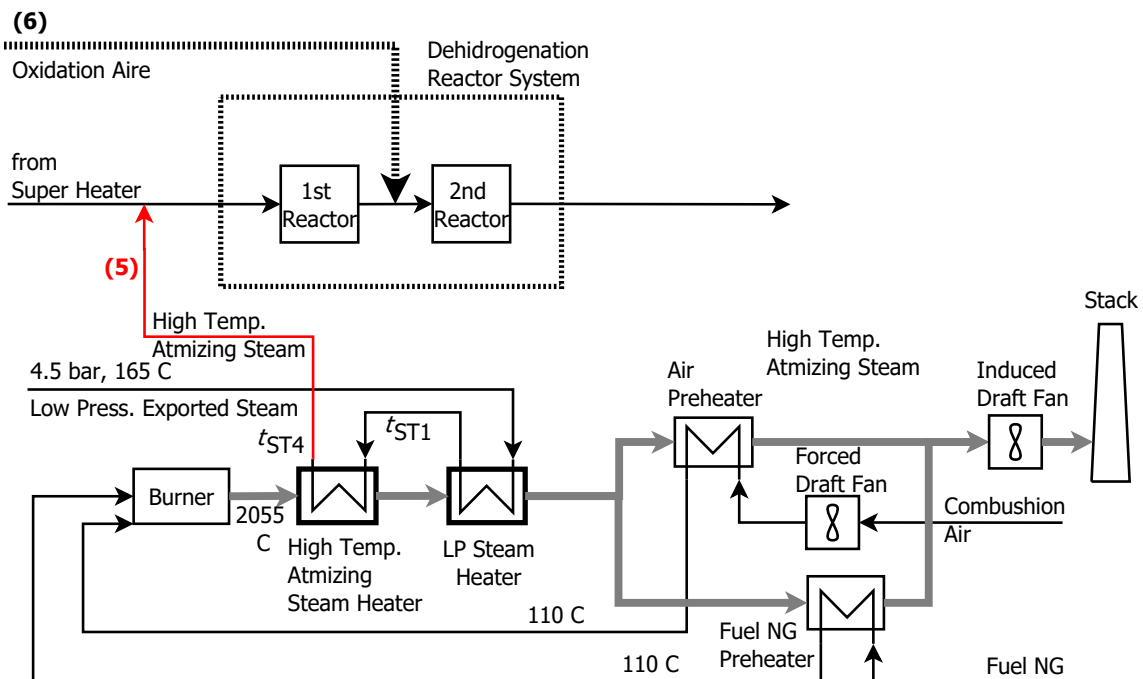


図 3-4 直接加熱する場合の希釈、加熱、再加熱と加熱炉システム

#### 4. 課題

下記の条件を満たすプロセスを設計すること。

##### 4-1 製品仕様:SM の生産量と品質

|        |                 |
|--------|-----------------|
| 製品純度   | SM: 99.5 wt%以上  |
| 生産量    | 300,000 MTA (※) |
| 年間稼働時間 | 8,000 (h/y)     |
| 圧力、温度  | 1atm、40°C       |

(※MTA は Metric Ton Annually を表す。)



#### 4-2 原料(BL※)条件

|       |   |
|-------|---|
| 原料組成  | EB :99.5 wt%、ベンゼン :0.22wt%、トルエン :0.28 wt% |
| 温度、圧力 | 40°C 大気圧(液)                               |

(※ BLは Battery Limitを表す。)

要求生産量を生産するために必要となる原料の消費量を、発熱量ベースの原料エネルギー消費量を用いて評価する。原料エネルギー消費量は、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って行う。

#### 4-3 低温低圧供給スチーム条件

加熱炉に供給するための下記に示す低温低圧スチームを、電熱併給可能なパワープラントのスチームタービンの4.5bar 抽気ラインより供給する。この低温低圧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(燃料エネルギー消費量)の算出は、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って行う。

|    |              |
|----|--------------|
| 圧力 | 4.5 bar      |
| 温度 | 165°C (過熱蒸気) |

#### 4-4 ユーティリティ条件

##### ● 加熱用スチーム

次に示す 2 種類の加熱用スチームを、電熱併給可能なパワープラントのスチームタービンの4.5bar 及び 11.5bar 抽気ラインより供給する。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(燃料エネルギー消費量)の算出は、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って行う。

- LP (低圧)スチーム 4.5 bar 飽和蒸気(148°C)で供給、4.5bar 飽和液で戻す。
- MP(中圧)スチーム 11.5bar 飽和蒸気(186°C)で供給、11.5bar 飽和液で戻す。

##### ● 冷却水

30°Cで供給、40°Cで戻す。但し、冷却水送水ポンプ及び冷却水塔ファンで必要となる電力量は無視できるものとする。

##### ● プロピレン冷凍冷媒

以下の温度レベルのプロピレン冷媒が利用できる。それぞれの温度レベルの冷媒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(燃料エネルギー消費量)の算出は、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って行う。

- 18°C冷媒 9.71 bar 飽和混相で供給、9.71 bar 飽和混相で戻す。
- -8°C冷媒 4.57 bar 飽和混相で供給、4.71bar 飽和混相で戻す。

但し、水が含まれるプロセス流体を、氷点下以下の冷媒を用いて冷却すると、チューブ表面で氷結の恐れがある。このため、このようなプロセス流体を 11°Cまで冷却するのであれば、9.71bar の冷媒を 6.05bar でフラッシュすることで1°Cの冷媒を作り、それを用いて冷却を行う。このような場合、1°Cの冷媒は、6.05bar の気液混相で供給され、6.05barの気液混相で戻される。その後 4.57bar で再度フラッシュした後、ガスはプロピレンコンプレッサーに送られる。1°Cの冷媒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(燃料エネルギー消費量)の算出は、-8℃の冷媒として「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って行う。

- その他、
  - A) プロピレン以外の冷媒や任意の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、冷媒であれば消費電力量、加熱炉であれば加熱量を算出し、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、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って行う。
  - B) 反応器システムを直接再加熱する場合、そのための空気(O<sub>2</sub>: 21.0 mol%、N<sub>2</sub>: 79.0 mol%)は、1.013 bar、25℃の大気より供給する。
  - C) 電力は、電熱併給可能なスチームタービンを用いたパワープラントから供給され、回転機のドライバーは、全て電動機であると仮定する。回転機ドライバーに必要な電力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)は、「7. 原料・燃料エネルギー原単位の算出」に従って算出する。

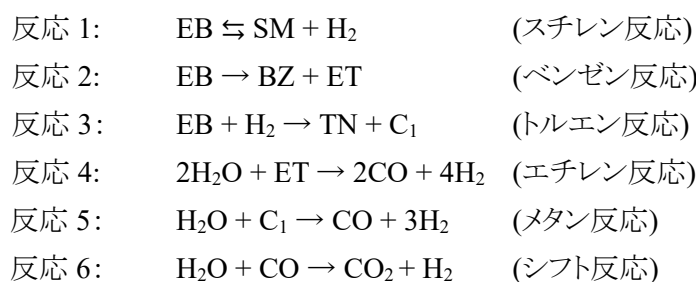
## 5. 設計上の注意点([1], [2], [3], [4], [5]):

### 5-1 物性

物性推算には Peng Robinson 式を用いる。デカンター周りなど、気液液平衡(VLLE)計算が必要となる場合には、“Immiscible Water”を仮定する。

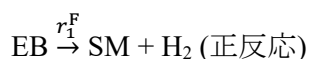
### 5-2 反応モデル

「2. プロセスケミストリー」に示すように、SM 製造プロセスの脱水素反応器内で起こる反応は、直接再加熱を行う場合の水素の酸化反応を除くと、下記の反応 1～反応 6 (反応名)である。



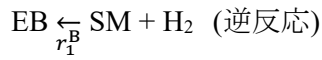
上記反応 1～6 を、下記に示すアレニウス型反応速度式([3]、[4])を用いてモデル化する。但し、気体定数:  $R=8.31446 \text{ J/(K}\cdot\text{mol)}$ 、 $p_i[\text{Pa}]$ : 成分  $i$  の分圧を表す。また Reactor Vol は、反応器バルク容量[m<sup>3</sup>]を指す。

#### (1) 反応 1 : $EB \rightleftharpoons SM + H_2$ (スチレン反応)



$$r_1^F [\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactor Vol}] = k_1^F \cdot p_{EB}$$

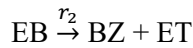
$$k_1^F = 0.0473 \exp\left(\frac{-90,981.0}{RT}\right)$$



$$r_1^B [\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactor Vol}] = k_1^B \cdot p_{\text{SM}} \cdot p_{\text{H}_2}$$

$$k_1^B = 5.58 \times 10^{-8} \exp\left(\frac{-61,127.0}{RT}\right)$$

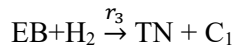
(2) 反応 2 : EB → BZ + ET (ベンゼン反応)



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

$$k_2 = 8,267 \exp\left(\frac{-207,989.0}{RT}\right)$$

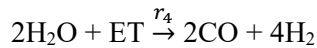
(3) 反応 3 : EB + H<sub>2</sub> → TN + C<sub>1</sub> (トルエン反応)



$$r_3 [\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactor Vol}] = k_3 \cdot p_{\text{EB}} \cdot p_{\text{H}_2}$$

$$k_3 = 4.0385 \times 10^{-7} \exp\left(\frac{-91,515.0}{RT}\right)$$

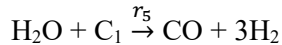
(4) 反応 4 : 2H<sub>2</sub>O + ET → 2CO + 4H<sub>2</sub> (エチレン反応)



$$r_4 [\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactor Vol}] = k_4 \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{ET}}^{0.5}$$

$$k_4 = 1.1535 \times 10^{-5} \exp\left(\frac{-103,997.0}{RT}\right)$$

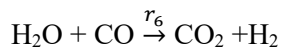
(5) 反応 5 : H<sub>2</sub>O + C<sub>1</sub> → CO + 3H<sub>2</sub> (メタン反応)



$$r_5 [\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactor Vol}] = k_5 \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{C}_1}$$

$$k_5 = 4.314 \times 10^{-9} \exp\left(\frac{-65,723.0}{RT}\right)$$

(6) 反応 6 : H<sub>2</sub>O + CO → CO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub> (シフト反応)



$$r_6 [\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3) - \text{Reactor Vol}] = k_6 \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{CO}}$$

$$k_6 = 8.059 \times 10^{-4} \exp\left(\frac{-73,638.0}{RT}\right)$$

### 5-3 反応器システム

図 5-1 は、反応器間の再加熱に熱交換器による間接再加熱を採用した場合の反応器システムの構成を示し、図 5-2 は、水素の選択的燃焼による直接再加熱を採用した場合の反応器システム構成を表している。ラジアルフロー反応器の圧力損失は、触媒層厚みによって決まり、触媒量の多い少ないは、反応器高さによって調整されるため、大型化に伴い反応器が大きくなったとしても、圧力損失に影響することはない。ラジアルフロー反応器の圧力損失を 0.2bar/反応器とし、反応器システム内の熱交換器の圧力損失を 0.2bar/熱交換器とする。図 5-1 では、第一反応器、熱交換器、第二反応器でそれぞれ 0.2 圧力損失が生じ、トータル 0.6bar となるのに対して、図 5-2 では、第一反応器、第二反応器でそれぞれ 0.2 圧力損失が生ずるのみとなり、トータルの圧力損失は 0.4bar と、同じ反応器数であれば、反応器システムの圧力損失を少なくすることが出来る。

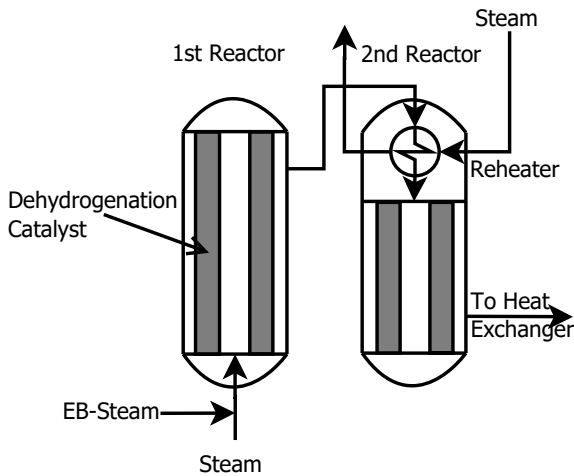


図 5-1 間接再加熱の場合の反応器システム

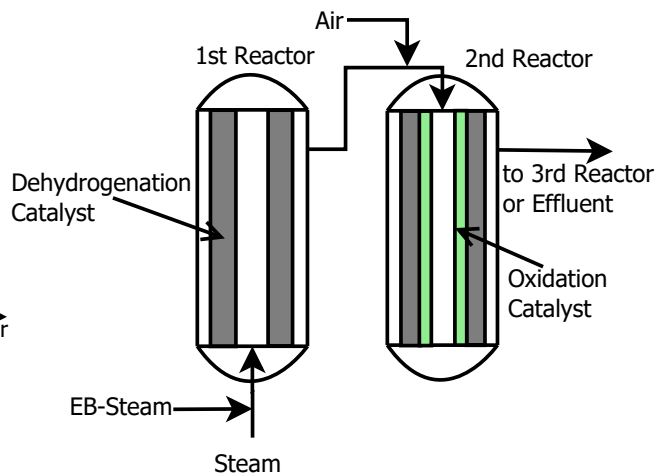


図 5-2 直接再加熱の場合の反応器システム

また、図 5-2 に示す、直接再加熱のラジアルフロー反応器では、EB 脱水素触媒の内側に水素の選択的燃焼触媒が設置される。そこで、直接再加熱の反応器では、水素の燃焼反応( $2\text{H}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{H}_2\text{O}$ )を EB 脱水素反応の前段で、転化率反応器モデルを用いて酸素転化率=1.0[-]でシミュレーションする。

### 5-4 その他設計上の留意点および仮定

- (1) 蒸留塔の操作圧力が加圧の場合、段塔を想定しコンデンサー／リボイラー間の圧力損失は、0.2bar とする。
- (2) 蒸留塔の操作圧力が減圧の場合、充填塔を想定しコンデンサー／リボイラー間の圧力損失は、0.05bar とする。
- (3) トータルコンデンサーの減圧蒸留塔では、エダクターまたは小型の真空ポンプにより減圧を維持することが可能となり、エダクターポンプ、真空ポンプの消費電力は無視できるとする。
- (4) 反応器の圧力損失は、0.2bar/反応器を仮定する (5-3 参照)。
- (5) 反応器入口流体側熱交換器の圧力損失は、0.2 bar を仮定する (5-3 参照)。
- (6) 反応器出口流体側熱交換器の圧力損失は、0.1 bar を仮定する。

- (7) 蒸留塔コンデンサー、リボイラーの圧力損失は、無視できるとする。
- (8) 熱交換器のユーティリティー側(スチーム、冷却水、冷媒)の圧力損失は、無視できるとする。
- (9) Shell & Tube タイプ熱交換器は、蒸留塔リボイラー以外全て向流接触型とし、最小必要温度差は流体の組み合わせごとに、以下とする。
- (ア) Shell、Tube 側両方の流体がガスの場合は、 $\Delta T_{\min}=20^{\circ}\text{C}$ とする。
  - (イ) プロセス流体が凝縮域で、ユーティリティー側が冷却水もしくは冷媒の場合は、 $\Delta T_{\min}=10^{\circ}\text{C}$ とする。
  - (ウ) ユティリティー スチームでプロセス流体を加熱する場合は、 $\Delta T_{\min}=20^{\circ}\text{C}$ とする。
  - (エ) 蒸留塔リボイラーの  $\Delta T_{\min}$  は、 $20^{\circ}\text{C}$ とする。
  - (オ) 蒸留塔コンデンサーの  $\Delta T_{\min}$  は、 $10^{\circ}\text{C}$ とする。
- (10) MS 製造プロセスでは、EB、SM が高活性であるために、蒸留塔ボトムにおいて、SM が 50mole% 以上ある場合には、ボトム温度が  $110^{\circ}\text{C}$  以下となるように、操作圧力を設定しなければならない。
- (11) 減圧コンプレッサー吐出圧力は、1.313bar(1.013bar + 0.3bar)として、吐出温度は  $150^{\circ}\text{C}$  以下とする。
- (12) 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。
- (13) 系内における熱損失は無視してよい。

## 6. 概念機器設計

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プロセス構成機器の物理的な要求仕様やパフォーマンスデータにより、初めて判断することが可能となる。本年度のプロセスデザイン学生コンテストでは、プラントコストの推算是行わないが、プロセス操作条件の実行可能性を確認するために、概念設計段階での機器設計を行い、主要構成機器の要求仕様及びパフォーマンスデータを機器リストとしてまとめる。

### 6-1 反応器

必要な反応器バルク容量[m<sup>3</sup>]を求める。断熱反応器タイプとしてラジアルフロー反応器を想定し、反応器容量に関係なく圧力損失を 0.2bar としている。そこで、反応器直径を 3.35m とし、その時の反応器高さを算出し、「アイテム番号」、「反応器バルク容量[m<sup>3</sup>]」、「反応器直径[m]」、「反応器高さ[m]」を機器リストとしてまとめる。

### 6-2 蒸留塔

蒸留塔(プロセスコンデンセイトストリッパーを除く)は、段塔であれ、充填塔であれ、段効率 100%を仮定し、理論蒸留計算を用いて設計される。そこで、プロセスコンデンセイトストリッパー以外の蒸留塔については、「アイテム番号」、「理論段数」、「供給段」、「リフラックスレシオ」、「コンデンサー温度、圧力」、「リボイラー温度、圧力」を機器リストとしてまとめる。一方、プロセスコンデンセイトストリッパーは、「3-1 SM 製造プロセス及び凝縮水の取り扱いについて」で説明したように、蒸留計算を行わず、図 3-2 に示す操作条件に基づき、フラッシュ計算にてリボイラー、コンデンサーの熱負荷を算出する。そこで、プロセスコンデンセイトストリッパーについては、「理論段数」、「供給段」の欄は空欄で構わない。

### 6-3 容器

原料・燃料エネルギー消費に直接かかわらないため、容器の概念設計は、行わない。

### 6-4 熱交換器 (蒸留塔リボイラー、コンデンサーを含む)

「アイテム番号」、Tube側「流体の種類」、「温度」、「圧力」、Shell側「流体の種類」、「温度」、「圧力」、「交換熱量[GJ/h]、に加えて、「 $\Delta T_{in}$  [K]」、「 $UA$  [GJ/(h・K)]」を算出し機器リストとしてまとめる。但し、 $UA$  は次の式で算出され、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交換熱量:  $Q$  及び  $\Delta T_{in}$  を求める必要がある。

$$UA = Q / \Delta T_{in}$$

但し、Shell側、Tube側は操作圧力の大小だけで決める。

### 6-5 回転機

#### 6-5-1 ポンプ

(ドライバー)所要動力を求め、「アイテム番号」、「所要動力」を機器リストとしてまとめる。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。リフラックスポンプ、冷却水ポンプなど、燃料エネルギー原単位の算出にかかわらないポンプは、機器リストから外して構わない。

#### 6-5-2 コンプレッサー類

(ドライバー)所要動力を求め、「アイテム番号」、「所要動力」を機器リストとしてまとめる。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。加熱炉IDF、FDFなど、他のユニットの燃料エネルギー消費量としてカウント済みのものや、燃料エネルギー原単位の算出にかかわらないものは、機器リストから外して構わない。

### 6-6 加熱炉

加熱炉煙道の各(スチーム)ヒーターの加熱量[GJ/h]及び加熱される流体(スチーム)の入口、出口温度を、「3-2 加熱炉システムについて」で説明した仮定に基づき算出する。「加熱炉アイテム番号」、各「(スチーム)ヒーターサービス名」、「(スチーム)ヒーター加熱量[GJ/h]」、「流体(スチーム)の入口温度」、「流体(スチーム)の出口温度」を機器リストとしてまとめる。

### 6-7 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概念機器設計データは、6-1～6-6を参考に、燃料エネルギー消費量の算出に必要な項目を十分に検討の上、各自が機器リストを準備すること。

## 7. 原料・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エネルギー消費量((原料エネルギー消費量+燃料エネルギー消費量)/生産量[Ton-SM/h])をエネルギー原単位と称する)をプロセス設計評価基準とする。

## 7-1 原料エネルギー原単位

ここでは、原料エネルギー消費量[GJ/h]を、以下に示す式を用いて推算する。しかし、この式ではEBの原料であるBZ、ETの収率を考慮できない上、原料油からEB製造の原料となるBZ、ETを生成するのに必要となったエネルギー投入量は考慮されていない。このため、厳密な意味では、原料エネルギー消費量を過小評価することとなるが、燃料エネルギー消費量と合わせてSM製造プロセスの設計代替案を、相対評価するのであれば十分と考える。但し、※原料EBの燃料エネルギー原単位には、令和5年度「第22回 プロセスデザイン学生コンテスト」講評における参照設計結果より、0.637[GJ/Ton-EB]を用いる。

原料エネルギー消費量[GJ/h]=

(原料供給量を発熱量換算した原料エネルギー量[GJ/h])

+ (原料EBの燃料エネルギー原単位※[GJ/Ton-EB] × 原料EB供給量[kmol/h] × 0.1062[Ton/kmol])

− (減圧システムからのベントガスを発熱量換算したエネルギー量[GJ/h])

− (BZ-TNカットを発熱量換算したエネルギー量[GJ/h])

供給原料、減圧システムからのベントガス、BZ-TNカットを発熱量換算するためには、表7-1に示す各成分の低発熱量(LHV)データを用いる。

表7-1 低発熱量データ

| Compositional Denomination | Component Name  | Formula                        | State  | Low Heating Value (kJ/kmol) |
|----------------------------|-----------------|--------------------------------|--------|-----------------------------|
| H2                         | Hydrogen        | H <sub>2</sub>                 | Gas    | 241,795                     |
| CO                         | Carbon Monoxide | CO                             | Gas    | 282,990                     |
| C1                         | Methane         | CH <sub>4</sub>                | Gas    | 802,854                     |
| ET                         | Ethylene        | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>  | Gas    | 1,322,900                   |
| BZ                         | Benzene         | C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>  | Liquid | 3,135,464                   |
| TN                         | Toluene         | C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>  | Liquid | 3,733,719                   |
| EB                         | Ethylbenzene    | C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> | Liquid | 4,344,644                   |

以上より推算されたSM製造に要する原料エネルギー消費量[GJ-Energy/h]を、SM生産量(Ton-SM/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原料消費量(原料エネルギー原単位[GJ-Energy /Ton-SM])を算出する。

## 7-2 燃料エネルギー原単位

燃料エネルギー消費量を算出するためには、①ユーティリティースティームによる加熱、②加熱炉を経て高温の希釈スティームとしてプロセスに供給される低温低圧スティームのEXPORT、③回転機ドライバーへの電力供給、④加熱炉煙道のスティームヒーターの加熱、⑤冷凍冷媒による冷却、の各サービス負荷を、発熱量ベースの燃料消費量に換算する。このうち①～③は電熱併給を想定するパワープラントから供給され、シミュレーションにより消費する燃料を算出し、発熱量ベースの燃料消費量に換算する。④は「3-2 加熱炉システムについて」に示すヒーター構成の加熱炉を前提とし、もしもスティーム以外の熱媒体の導入を検討するのであれば、スティームを熱媒体に読み



替えた上で、加熱炉の燃料消費量を推算し、発熱量ベースの燃料消費量に換算する。⑤については、電動機をドライバーとする4段プロピレンターボ冷凍機を想定し、冷凍負荷をドライバー所要動力に換算したうえで、所要電力を発熱量ベースの燃料消費量に換算する。これら①～⑤の発熱量ベースの燃料消費量[GJ-Energy/h]を加えたのちに、SM生産量(Ton-SM/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-Energy/Ton-SM])を算出する。

#### 7-2-1 ユーティリティースティームによる単位加熱量当たりの燃料エネルギー消費量:

電熱併給可能な、以下に概要を示すスティームタービンを用いたパワープラント[6]を想定する。このスティームタービンは、11.5bar、及び4.5barで抽気することが可能であり、これら抽気スティームラインから、加熱用MP Steam (MPS: 11.5bar、186°C飽和)、LP Steam (LPS: 4.5bar、148°C飽和)をプロセスに供給する。MPS、LPSは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MPS、LPSによる加熱量に対する、供給燃料(メタン100%を仮定)増加量[kmol/h]を感度分析により算出し、メタンのLHV(表7-1参照)[GJ/kmol]を掛けることで、加熱用MPS、LPSによる単位加熱量当たりの燃料エネルギー消費量[GJ-Energy/GJ-HPS or MPS Heating]を算出した。

##### パワープラント概要

|             |                 |
|-------------|-----------------|
| 高圧スティームヘッダー | : 105 bar、500°C |
| 正味発電量       | : 100,000 kW    |
| 抽気1         | : 11.5 bar      |
| 抽気2         | : 4.5 bar       |
| コンデンサー      | : 0.28bar、68°C  |
| タービン効率      | : 75%           |
| Dearator    | : 2.54bar       |
| 供給水         | : 60°C          |

(1) MP Steam (MPS)による単位加熱量当たりの燃料エネルギー消費量:  $EC_{MPS}$

- $EC_{MPS}=0.64851$  [GJ-Energy/GJ-MPS Heating]

(2) LP Steam (LPS)による単位加熱量当たりの燃料エネルギー消費量:  $EC_{LPS}$

- $EC_{LPS}=0.43188$  [GJ-Energy/GJ-LPS Heating]

#### 7-2-2 希釈スティームとして加熱炉を経てプロセスへ供給される低温低圧スティームの単位供給量当たりの燃料エネルギー消費量: $EC_{LPS-Expt}$

電熱併給可能で 7-2-1 と同じ仕様のスティームタービンを用いたパワープラントにおいて、4.5barの LPS 抽気ライン(4.5bar、165°C)から希釈用スティームをエクスポートする。エクスポート量[kmol/h]に対する、供給燃料増加量[kmol/h]を感度分析により算出し、メタンのLHV(表7-1参照)

[GJ/kmol]を掛けることで、LPS 単位エクスポート量当たりの燃料エネルギー消費量[GJ-Energy/kmol-LPS Export]を算出した。

- $EC_{LPS-Expt}=2.313 \times 10^{-2} [\text{GJ-Energy/kmol-LPS Export}]$

### 7-2-3 単位電力発電量当たりの燃料エネルギー消費量: $EC_{E-Power}$

電熱併給可能で7-2-1と同じ仕様のスチームタービンを用いたパワープラントにおいて、正味の発電量100,000kWの下で、11.5bar及び4.5bar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(表7-1参照)[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[GJ-Energy/(h・kW-Generated)]を算出する。

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

### 7-2-4 単位スチーム加熱量当たりの加熱炉燃料エネルギー消費量: $EC_{Furnace}$

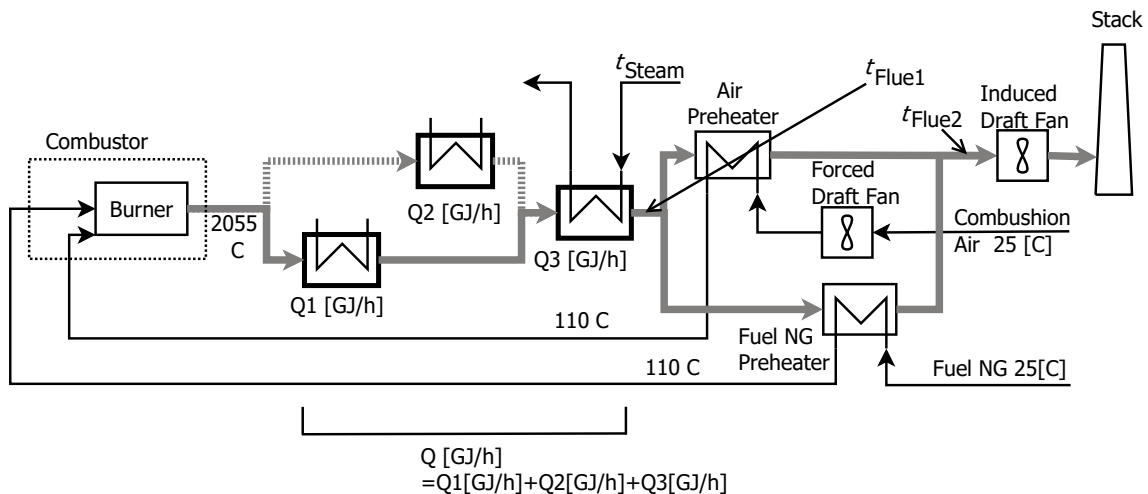


図7-1 加熱炉システム

図7-1は図3-3と図3-4に示す加熱炉システムの両方の構造を有し、SM製造プロセスの加熱炉システムとしては、一般的な構造といえる。そして、 $t_{Flue1}$ を煙道側Air/Fuel Heaters入口温度、 $t_{Flue2}$ を煙道出口温度、 $t_{Steam}$ を加熱する複数のスチーム流体の内、最も温度の低いスチーム流体の入口温度とする。図3-3と図3-4に示す加熱炉システムでは、パワープラントにおけるスチームタービンの4.5bar抽気スチームを供給しているので、 $t_{Steam}$ は165°Cとなる。 $t_{Flue2}$ の最小値は、酸露点に余裕を考慮して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。一方、加熱炉煙道ガスとスチーム流体との最小必要温度差を50°Cとすると、 $t_{Flue1} \geq t_{Steam} + 50 = 165 + 50 = 215^\circ\text{C}$ とすることがで

きる。これは、 $t_{Flue2}=180^{\circ}\text{C}$ であれば、スチームヒーターと煙道ガスとの間の最小必要温度差制約を常に満たすことを表している。このことは、SM製造プロセスの加熱炉システムが、図3-3タイプであろうが図3-4タイプであろうが、 $2055^{\circ}\text{C}$ から $249.5^{\circ}\text{C}$ までの燃焼ガスの熱を、スチームヒーターで回収するユニットであると規定したことに等しい。従って、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 $110^{\circ}\text{C}$ の条件で、スチーム流体の総加熱量を $Q[\text{GJ/h}] (=Q1+Q2+Q3)$ とし、 $t_{Flue1}=249.5^{\circ}\text{C}$  ( $t_{Flue2}=180.0^{\circ}\text{C}$ )に必要となる燃料(メタン)流量 $[\text{kmol/h}]$ をシミュレーションにより算出し、LHV(表7-1参照) $[\text{GJ/kmol}]$ を掛けることで加熱量 $Q[\text{GJ/h}]$ に必要となるエネルギー投入量 $[\text{GJ-Energy/h}]$ 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 $Q[\text{GJ/h}]$ で割ることで、SM製造プロセスの加熱炉による単位加熱量当たりのエネルギー消費量(1.0/加熱炉効率):  $EC_{Furnace}[\text{GJ-Energy/GJ-Furnace Heating}]$ を以下のように算出した。

- $EC_{Furnace} = 1.0963 [\text{GJ-Energy/GJ-Furnace Heating}]$

#### 7-2-5 単位冷媒冷却量当たり冷凍機ドライバーの発熱量ベースの燃料消費量: $EC_{Ref\_18}$ 、 $EC_{Ref\_8}$

$18^{\circ}\text{C}$ 、 $-8^{\circ}\text{C}$ プロピレン冷媒は、電動機をドライバーとする4段ターボ冷凍コンプレッサーにおいて、熱収支的には、1段、2段冷凍コンプレッサーサクシジョンのフラッシュドラム(9.71 bar、4.57 bar)より供給され、蒸発潜熱によりプロセス流体を冷却した後、蒸発したプロピレン蒸気は、フラッシュドラムを経由してコンプレッサーサクシジョンに送られることを想定している。従って、4段プロピレン冷凍コンプレッサーの9.71 bar及び4.57 barフラッシュドラムの冷媒負荷に対するドライバー所要動力の感度分析を行うことで、各冷凍冷媒による単位冷却量当たりの冷凍コンプレッサードライバー所要動力:  $EEC_{Ref\_18} [\text{kW}/(\text{GJ/h})\text{-Ref. Cooling\_18}]$ 、 $EEC_{Ref\_8} [\text{kW}/(\text{GJ/h})\text{-Ref. Cooling\_8}]$ を算出する。

(1)  $18^{\circ}\text{C}$ 冷媒

- $EEC_{Ref\_18} = 52.65 [\text{kW}/(\text{GJ/h}) - \text{Ref. Cooling\_18}]$

(2)  $-8^{\circ}\text{C}$ 冷媒

- $EEC_{Ref\_8} = 102.97 [\text{kW}/(\text{GJ/h}) - \text{Ref. Cooling\_8}]$

これに対して、単位冷却量当たりの発熱量ベースの燃料消費量:  $EC_{Ref\_18} [\text{GJ-Energy/GJ-Ref.Cooling\_18}]$ 、 $EC_{Ref\_8} [\text{GJ-Energy/GJ-Ref.Cooling\_8/h}]$ は、「7-2-3 単位電力発電量当たりの燃料エネルギー消費量:  $EC_{E-Power}$ 」を用いて、以下のように算出される。

(3)  $18^{\circ}\text{C}$ 冷媒

- $EC_{Ref\_18} = EEC_{Ref\_18} \times EC_{E-Power} = 52.65 \times 1.3754 \times 10^{-2} = 0.7241 [\text{GJ-Energy/GJ} - \text{Ref.Cooling\_18}]$

(4)  $-8^{\circ}\text{C}$ 冷媒

- $EC_{Ref\_8} = EEC_{Ref\_8} \times EC_{E-Power} = 102.97 \times 1.3754 \times 10^{-2} = 1.4162 [\text{GJ-Energy/GJ} - \text{Ref.Cooling\_8}]$

## 8. プロセス設計評価基準

- (1) 原料・燃料エネルギー原単位[GJ/Ton-SM]: 単位生産量あたり必要となる発熱量ベースの原料エネルギー消費量+単位生産量あたり必要となる発熱量ベースの燃料エネルギー消費量
- (2) EB の製品 SM への転化率 (yield)
- (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。反応システムの重要設計変数を如何なる考えに基づき最適化したか、分離システムの重要設計変数を如何なる考えに基づき最適化したか。
- (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。

### 参考文献

- [1] Meyers, R. A., “Handbook of Petrochemicals Production Processes, Second Edition” McGraw-Hill, 2019.
- [2] <https://www.badgerlicensing.com/technologies/styrene>
- [3] R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz, “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition,” Prentice Hall, 2009.
- [4] Luyben, W. L., “Principles and Case Studies of Simultaneous Design,” AIChE-Wiley, 2011.
- [5] Amy K.Y. Yee, Ajay K. Ray, and G.P. Rangaiah, “Multi-objective optimization of an industrial styrene reactor,” Computers and Chemical Engineering, 27, pp 111-130 (2003)
- [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 CO<sub>2</sub>を原料とする DME プロセスの設計、[https://scejcontest.jp/2020/download/processsim2020\\_v1.pdf](https://scejcontest.jp/2020/download/processsim2020_v1.pdf)

以上