2018 年度化学工学技士試験問題
第一部試験　11:00～12:30

問題 1　次の文中の空欄にあてはまる適切な答えを，解答用紙の該当欄に記入しなさい．（配点 20 点）

1) 空欄 [a], [b] には適切な語句を，[c] には適切な式を，[d], [e], [f] には適切な数値を，記入しなさい．ただし，[f] の数値は有効数字 1 桁で答えること．

レイノルズ数は流体運動に関係する二つの力，[a] 力と [b] 力，の比で表される流体の流れの状態を表す無次元数である．直径 d，長さ L の円管内を，流体（密度ρ，粘度μはともに一定）が体積流量 Q で流れている場合（図1-1 上段），レイノルズ数を Q を用いて表すと，Re = [c] である．この流体が同一流量で直径$\frac{d}{2}$の円管に流れている場合（図1-1 中段）のレイノルズ数は，直径 d の円管内を体積流量 Q で流れる場合の [d] 倍になる．

Fanning の摩擦係数 f は，

$$\Delta P = 4f\frac{L}{d}\frac{\rho u^2}{2} \qquad (1)$$

と表される．ここで ΔP は圧力損失，u は断面平均速度である．この式(1)と層流の場合の

$$f = \frac{16}{Re} \qquad (2)$$

の関係を用いると，ΔP が一定の条件では，円管内を流れる流体の体積流量 Q は d の [e] 乗に比例することがわかる．したがって，直径$\frac{3d}{2}$，長さ L の円管を用いて同じ圧力差（入口圧力 P_0，出口圧力P_1）で同じ流体を流す場合（図1-1 下段），その時の体積流量Q_1は直径d の円管での体積流量に比べて [f] 倍になる．

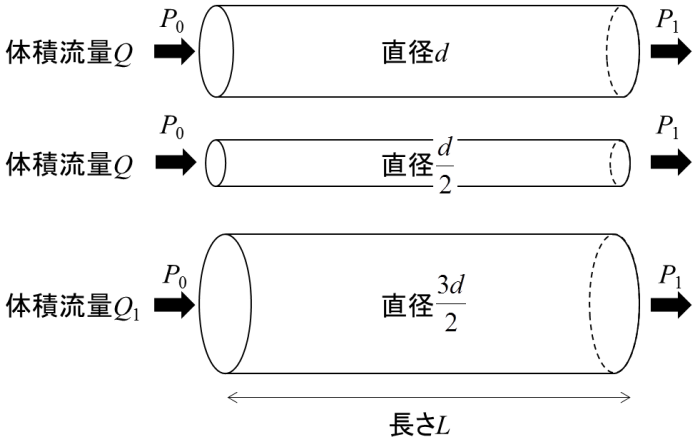

図 1-1

2) 式(2)について，縦軸をf，横軸をRe とした両対数グラフでその概略を解答欄 [g] に示しなさい．ただし，縦軸横軸の目盛りには，適切な数字を記入すること．

問題 2　次の文中の空欄にあてはまる最も適切な答えを候補群から選び，その番号を解答用紙の該当欄に記入しなさい．（配点 20 点）

外径 d_o = 27.5 mm，内径 d_i = 21.5 mm，長さ L = 15.0 m の円管に，温度 20.0 ℃ の流体を質量流量 $G = 6.10\times10^{-1}$ kg･s^{-1} で流入させ，円管外壁の温度が一様かつ一定に保たれるように加熱する．円管壁の熱伝導率 k_w は 16.7 W･m^{-1}･K^{-1} である．また，使用流体の物性データは表 2-1 に示す．

表 2-1　流体の物性データ

	20.0 ℃	35.0 ℃	50.0 ℃
密度 ρ [kg･m^{-3}]	1000		
粘度 μ [Pa･s]	1.00×10^{-3}	7.19×10^{-4}	5.47×10^{-4}
定圧比熱容量 C_p [J･kg^{-1}･K^{-1}]	4.18×10^{3}		
熱伝導率 k_f [W･m^{-1}･K^{-1}]	0.600	0.621	0.639

1) 円管出口の温度を 50.0 ℃ とするために必要な加熱量 Q を求めると，Q = [a] kW となる．

2) 加熱円管の長さ 0.0～15.0 m における管内壁面付近の平均熱伝達係数 h を式(1)から求める．

$$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} \qquad (1)$$

円管内の流体の混合平均温度を円管入口温度と出口温度の算術平均温度とし，上記の混合平均温度における流体の物性データを用いると，レイノルズ数 Re は [b] と求められる．プラントル数 Pr は [c] と式で定義されるので，混合平均温度における Pr は 4.84 となる．
また，ヌッセルト数 Nu は [d] と式で定義されるので，式(1)から平均熱伝達係数 h は [e] W･m^{-2}･K^{-1} と求められる．

3) 次に，加熱される管外壁の温度を求める．まず，平均熱伝達係数 h が [e] W･m^{-2}･K^{-1} であるので，加熱円管全体における管内壁から流体に伝わる伝熱量を表す式(2)中の対数平均温度差 ΔT は [f] ℃ と求められる．

$$Q = hA_1\Delta T \qquad (A_1：管内壁の表面積) \qquad (2)$$

管内壁温度が一様かつ一定であると仮定すると，対数平均温度差 ΔT は [g] で表されるので，円管入口温度 T_{in} と出口温度 T_{out} から，管内壁温度 T_w は 51.8 ℃ と求められる．最後に，管外壁と管内壁との間の伝熱について考えると，加熱量が [a] kW なので，管外壁の温度は [h] ℃ となる．

［候補群］

a	(1) 5.68	(2) 11.4	(3) 18.3	(4) 38.2	(5) 76.5
b	(1) 1.26×10^4	(2) 3.93×10^4	(3) 5.02×10^4	(4) 6.29×10^4	(5) 2.34×10^6
c	(1) $\dfrac{hL}{k_\mathrm{w}}$	(2) $\dfrac{\mu d_\mathrm{i}}{G}$	(3) $\dfrac{\mu C_p}{k_\mathrm{f}}$	(4) $\dfrac{k_\mathrm{w}}{hd_\mathrm{i}}$	(5) $\dfrac{\rho C_p}{\mu}$
d	(1) $\dfrac{hd_\mathrm{i}}{k_\mathrm{f}}$	(2) $\dfrac{hd_\mathrm{i}}{k_\mathrm{w}}$	(3) $\dfrac{hd_\mathrm{o}}{k_\mathrm{f}}$	(4) $\dfrac{hd_\mathrm{o}}{k_\mathrm{w}}$	(5) $\dfrac{hL}{k_\mathrm{f}}$
e	(1) 2.37×10^3	(2) 5.53×10^3	(3) 5.91×10^3	(4) 7.19×10^3	(5) 8.62×10^3
f	(1) 8.76	(2) 10.5	(3) 12.8	(4) 13.6	(5) 31.8
g	(1) $\dfrac{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}{\ln\dfrac{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{out}}{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}}$	(2) $\dfrac{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}{\ln\dfrac{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{in}}{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}}$	(3) $\dfrac{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{in}}{\ln\dfrac{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{in}}{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}}$	(4) $\dfrac{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}{\ln\dfrac{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{out}}{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{in}}}$	(5) $\dfrac{T_\mathrm{out}-T_\mathrm{in}}{\ln\dfrac{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{in}}{T_\mathrm{w}-T_\mathrm{out}}}$
h	(1) 62.4	(2) 63.8	(3) 65.4	(4) 73.0	(5) 75.7

問題 3　次の文中の空欄 $\boxed{\text{a}}$ ～ $\boxed{\text{f}}$ にあてはまる最も適切な答えを候補群から選び，その番号を解答用紙の該当欄に記入しなさい．（配点 20 点）

コークスを図3-1 のように燃焼炉で過剰の空気で燃焼させる．コークスは炭素の質量分率が 0.90，灰分の質量分率は 0.10 である．灰分とは燃料の完全燃焼後に残留する不燃性の物質のことで，ここでは燃焼の前後で質量が同じと考えてよい．空気は窒素のモル分率が 0.79，酸素モル分率は 0.21 である．煙道ガスの成分のモル百分率はそれぞれ，N_2：78.2%，O_2：5.8%，CO_2：14.0%，CO：2.0% であり，燃え殻中の灰分と未燃焼炭素の質量比は 4：1 である．

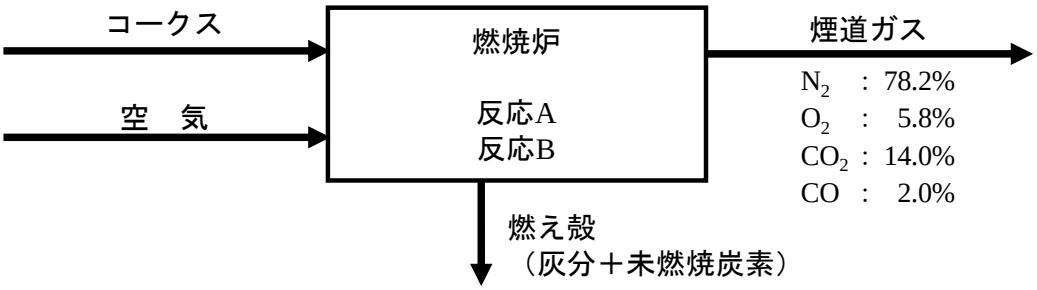

図 3-1　コークスの燃焼

コークスの燃焼反応は下の 2 つの反応によるものとする．

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \qquad \text{(A)}$$

$$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO \qquad \text{(B)}$$

C，N，O の原子量はそれぞれ 12，14，16 とする．また煙道ガス全量を 100 kmol とした時の物質収支表（表3-1）を付した．

反応を伴うプロセス収支であるので，成分比がわかっている煙道ガス全量を基準 100 kmol として計算を行う．窒素収支より，供給空気中の窒素量は $\boxed{\text{a}}$ kmol となり，空気のモル分率から供給酸素量を $\boxed{\text{b}}$ kmol と計算できる．また，燃焼された炭素量は $\boxed{\text{c}}$ kmol である．

供給コークスの質量を x kg とおくと，供給コークス中の炭素の質量は $\boxed{\text{d}}$ kg となる．このとき供給コークス中の灰分質量は $0.10x$ kg で，これが全て燃え殻に残るので燃え殻中の灰分と未燃焼炭素の質量比から供給コークスの質量は $x =$ $\boxed{\text{e}}$ kg と計算できる．よって，コークス 1000 kg につき発生する煙道ガスの量は $\boxed{\text{f}}$ kmol となる．

表 3-1　煙道ガス全量を 100 kmol としたときの各成分の物質量の変化

物質	入量	反応による変化量		出量	
		反応(A)	反応(B)	燃え殻	煙道ガス
炭素（コークス）	[d] kg	[ ] kg	[ ] kg	[ ] kg	−
灰分（コークス）	[ ] kg	−	−	[ ] kg	−
N_2	[a] kmol	−	−	−	[ ] kmol
O_2	[b] kmol	[ ] kmol	[ ] kmol	−	[ ] kmol
CO_2	−	[ ] kmol	−	−	[ ] kmol
CO	−	−	[ ] kmol	−	[ ] kmol
供給したコークス全量 x kg					全量 100 kmol

［候補群］

[a]	(1) 78.2	(2) 79.0	(3) 80.2	(4) 82.7	(5) 86.9
[b]	(1) 18.9	(2) 20.8	(3) 21.0	(4) 22.0	(5) 23.1
[c]	(1) 2.0	(2) 5.8	(3) 11.2	(4) 14.0	(5) 16.0
[d]	(1) 0.075x	(2) 0.090x	(3) 0.50x	(4) 0.75x	(5) 0.90x
[e]	(1) 54.9	(2) 110	(3) 165	(4) 219	(5) 274
[f]	(1) 183	(2) 366	(3) 456	(4) 606	(5) 909

問題 4-1　次の(a)から(e)の記述について，正しいものには○を，誤っているものには×を，解答用紙の該当欄に記入しなさい．（配点 5 点）

(a) 連続蒸留塔を用いて水とエタノールの混合液から無水エタノールを得たい場合，適切な濃度のシクロヘキサン等の共沸剤を使うと，缶出液として無水エタノールを取り出すことができる．
(b) 細孔が発達した吸着剤では Langmuir 型の吸着が起こりやすい．
(c) 定率乾燥期間では材料表面温度は常に湿球温度である．
(d) 粒子の流体抵抗力が粒子径および粒子と流体の相対速度に比例する場合，粒子の重力沈降速度は粒子径に比例して大きくなる．
(e) 超臨界水は液体のように物質を容易に溶解し，気体のように大きな拡散速度を示すため，熱的・化学的に比較的不安定な物質の抽出に用いることが可能である．

問題 4-2　次のガス吸収塔に関する文中の空欄 [a] ～ [e] にあてはまる最も適切な答えを候補群から選び，その番号を解答用紙の該当欄に記入しなさい．解答欄 [f] には文章を記入しなさい．（配点 15 点）

1) 図4-1 のように向流接触式のガス吸収塔の塔頂からの距離を z 座標で示し，$z \sim z+\mathrm{d}z$ の狭い領域における供給ガス中成分 A の収支を考える．z および $z+\mathrm{d}z$ における成分 A の気相中のモル分率をそれぞれ y_A, $y_\mathrm{A}+\mathrm{d}y_\mathrm{A}$ とすると，ガスおよび液の流量変化が無視できるとき，この領域における成分 A の収支は式(1)で表される．ただし，式中の G, K_y, A, a はそれぞれガス流量，気相基準の総括物質移動係数，塔断面積，装置単位体積あたりの有効物質移動界面積である．また，y_A^* は x_A に平衡なガス中成分 A のモル分率である．

[a]　　(1)

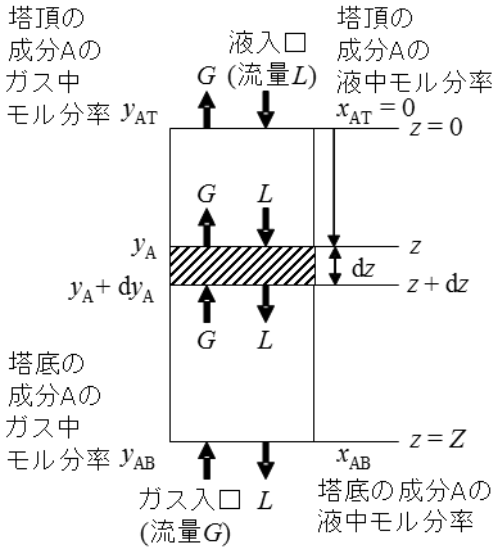

図4-1

2) 式(1)から，ガス吸収塔の高さを気相基準の移動単位高さ$(\mathrm{HTU})_\mathrm{G}$ と移動単位数$(\mathrm{NTU})_\mathrm{G}$ の積で表す式を導出することができる．塔頂および塔底におけるガス中成分 A のモル分率をそれぞれ y_AT, y_AB すると，$(\mathrm{HTU})_\mathrm{G}$ と$(\mathrm{NTU})_\mathrm{G}$ はそれぞれ [b] と [c] となる．

3) Henry の法則が成り立つ気液系では，向流接触式のガス吸収塔の$(\mathrm{NTU})_\mathrm{G}$ は式(2)となる．

$$(\mathrm{NTU})_\mathrm{G} = \frac{y_\mathrm{AB}-y_\mathrm{AT}}{\dfrac{(y_\mathrm{AB}-y_\mathrm{AB}^*)-(y_\mathrm{AT}-y_\mathrm{AT}^*)}{\ln\left(\dfrac{y_\mathrm{AB}-y_\mathrm{AB}^*}{y_\mathrm{AT}-y_\mathrm{AT}^*}\right)}} \qquad (2)$$

298 K，1 気圧で操作される向流接触式のガス吸収塔に純水を供給してガス中の成分 A をモル分率 0.0050 から 0.0005 に減少させたい．塔内を流れる液とガスの流量はそれぞれ一定であると近似でき，液のモル流量はガスのモル流量の 3 倍である．液中およびガス中の成分 A のモル分率をそれぞれ x_A，y_A とするとき，成分 A の気液平衡関係は $y_A = 2.0x_A$ と表せる．このときの塔底における液中成分 A のモル分率 x_{AB} は [d] であり，$(NTU)_G$ は [e] である．

4) 塔頂にガスと液を供給して並流接触とした場合，液のモル流量をガスのモル流量の 3 倍とする条件のままでは，ガス中成分 A のモル分率を供給濃度の 0.0050 から 0.0020 以下に減少させることはできない．この理由を解答欄 [f] に記述しなさい．

［候補群］

[a]
(1) $\dfrac{y_A + dy_A}{G} = \dfrac{y_A}{G} + \dfrac{dz}{K_y aA(y_A + y_A^*)}$　(2) $\dfrac{y_A + dy_A}{G} = \dfrac{y_A}{G} + \dfrac{dz}{K_y aA(y_A - y_A^*)}$

(3) $G(y_A + dy_A) = Gy_A + K_y aA(y_A + y_A^*)dz$　(4) $G(y_A + dy_A) = Gy_A + K_y aA(y_A - y_A^*)dz$

[b]
(1) $\dfrac{G}{K_y aA}$　(2) $\dfrac{K_y}{GaA}$　(3) $\dfrac{K_y aA}{G}$　(4) $\dfrac{GaA}{K_y}$

[c]
(1) $\displaystyle\int_{y_{AT}}^{y_{AB}} \frac{dy_A}{y_A + y_A^*}$　(2) $\displaystyle\int_{y_{AT}}^{y_{AB}} \frac{dy_A}{y_A - y_A^*}$　(3) $\displaystyle\int_{y_{AT}}^{y_{AB}} (y_A + y_A^*)dy$　(4) $\displaystyle\int_{y_{AT}}^{y_{AB}} (y_A - y_A^*)dy$

[d]
(1) 0.0005　(2) 0.0010　(3) 0.0015　(4) 0.0020

[e]
(1) 2.28　(2) 4.16　(3) 6.38　(4) 10.01

問題 5　次の文中の空欄 $\boxed{\text{a}}$ ～ $\boxed{\text{f}}$ にあてはまる最も適切な答えを候補群から選び，その番号を解答用紙の該当欄に記入しなさい．$\boxed{\text{g}}$ および $\boxed{\text{h}}$ にあてはまる数字を解答用紙の該当欄に記入しなさい．解答欄 $\boxed{\text{i}}$ には 100 文字程度で簡潔に論述しなさい．（配点 20 点）

反応速度が式(1)で表される液相反応（A → B）を考える．

$$-r_A = kC_A \qquad (1)$$

ここで，k は反応速度定数である．

1) 上記反応を連続槽型反応器（CSTR）を用いて定常状態運転により行う．流入液の体積流量を v, 原料液中の A の濃度を C_{A0}，反応器の A の濃度を C_A，反応器体積を V_1 とすると，A の物質収支は式(2)で表される．

$$\boxed{\text{a}} = C_{A0}v \qquad (2)$$

したがって，反応率 X_A の流出液を得る場合，空間時間 τ_1 は

$$\tau_1 = \boxed{\text{b}} \qquad (3)$$

で与えられる．

2) 次に，反応器体積 V_2 の槽型反応器を 2 基直列に結合して CSTR を構成し，定常運転を行い反応率 X_A の流出液を得る. 流入液流量を v, 原料液中の A の濃度を C_{A0}, 反応器 1 の A の濃度を C_{A1}, 反応器 2 の A の濃度を C_{A2}，空間時間を τ_2 とする．流出液の反応率 X_A は式(4)で表されるので，

$$1 - X_A = \boxed{\text{c}} \qquad (4)$$

空間時間 τ_2 は,

$$\tau_2 = \boxed{\text{d}} \qquad (5)$$

で与えられる．

3) 1)で考えた 1 槽単独の反応プロセスと，2)で考えた 2 槽直列の反応プロセスにおいて，等しい反応率 X_A の流出液を得る場合を比較する．この比較のため，2 槽直列の全反応器体積と 1 槽単独の反応器体積の比である $\beta = \dfrac{2V_2}{V_1}$ を定義する．反応器体積，流入液流量，空間時間の関係に留意すると β は,

$$\beta = \boxed{\text{e}} \qquad (6)$$

で与えられる．　式(3)および式(5)から X_A と β の関係は式(7)で示され，図5-1のように図示される．

$$X_A = \boxed{\text{f}} \qquad (7)$$

図中の各切片 $\boxed{\text{g}}$ および $\boxed{\text{h}}$ にあてはまる数字を答えなさい．また，図5-1から考察されることを解答欄 $\boxed{\text{i}}$ に簡潔に論述しなさい．

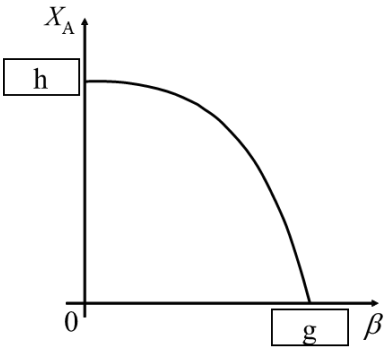

図 5-1

［候補群］

a　(1) $(-k+1)C_A V_1$　(2) $(-k+1)C_A v$　(3) $(k+1)C_A v$　(4) $C_A(-kV_1+v)$　(5) $C_A(kV_1+v)$

b　(1) $\dfrac{X_A}{k(4-X_A)}$　(2) $\dfrac{X_A}{k(2-X_A)}$　(3) $\dfrac{X_A}{k(1-X_A)}$　(4) $\dfrac{2X_A}{k(1-X_A)}$　(5) $\dfrac{4X_A}{k(1-X_A)}$

c　(1) $\left(\dfrac{C_{A2}}{C_{A0}}\right)^3$　(2) $\left(\dfrac{C_{A2}}{C_{A0}}\right)^2$　(3) $\left(\dfrac{1-C_{A2}}{1-C_{A0}}\right)^2$　(4) $\left(\dfrac{1+C_{A2}}{1+C_{A0}}\right)^2$　(5) $\dfrac{C_{A2}}{C_{A0}}$

d　(1) $\dfrac{1}{k}\left(\sqrt{\dfrac{2X_A}{1-X_A}}+1\right)$　(2) $\dfrac{1}{k}\left(\sqrt{\dfrac{2X_A}{1-X_A}}-1\right)$　(3) $\dfrac{1}{k}\left(\sqrt{\dfrac{X_A}{1-X_A}}-1\right)$

(4) $\dfrac{1}{k}\left(\sqrt{\dfrac{1+X_A}{1-X_A}}-1\right)$　(5) $\dfrac{1}{k}\left(\sqrt{\dfrac{1}{1-X_A}}-1\right)$

e　(1) $\dfrac{\tau_1}{2\tau_2}$　(2) $\dfrac{2\tau_1}{\tau_2}$　(3) $\left(\dfrac{\tau_1}{\tau_2}\right)^2$　(4) $\dfrac{2\tau_2}{\tau_1}$　(5) $2\tau_1\tau_2$

f　(1) $\dfrac{16(1-\beta)^{\frac{3}{2}}}{(2-\beta)^2}$　(2) $\dfrac{16(1-\beta)^2}{(2-\beta)^4}$　(3) $\dfrac{16(1-\beta)^{\frac{3}{2}}}{(2-\beta)^4}$　(4) $\dfrac{4(1-\beta)}{(2-\beta)^2}$　(5) $\dfrac{1-\beta}{(2-\beta)^2}$

2018 年度化学工学技士試験問題
第二部試験　13:45～16:45

１．課題解決問題（配点 50 点）

問題 1A　次の問い(1)及び(2)に解答しなさい．**解答用紙 1A を用い**，2 枚以内に記しなさい．（配点 20 点）

(1) 図 1A-1，表 1A-1 は蒸留塔周りの PFD（Process Flow Diagram）の一例である．表 1A-1 には図 1A-1 のプロセスデータの一部が記載されている．あなたの部下がこのような化学プロセスの PFD を作成し，そのチェックを部下から依頼されたとき，あなたはどのような視点からチェックを行いますか．あなたが考える基本的な視点を複数挙げて説明しなさい．

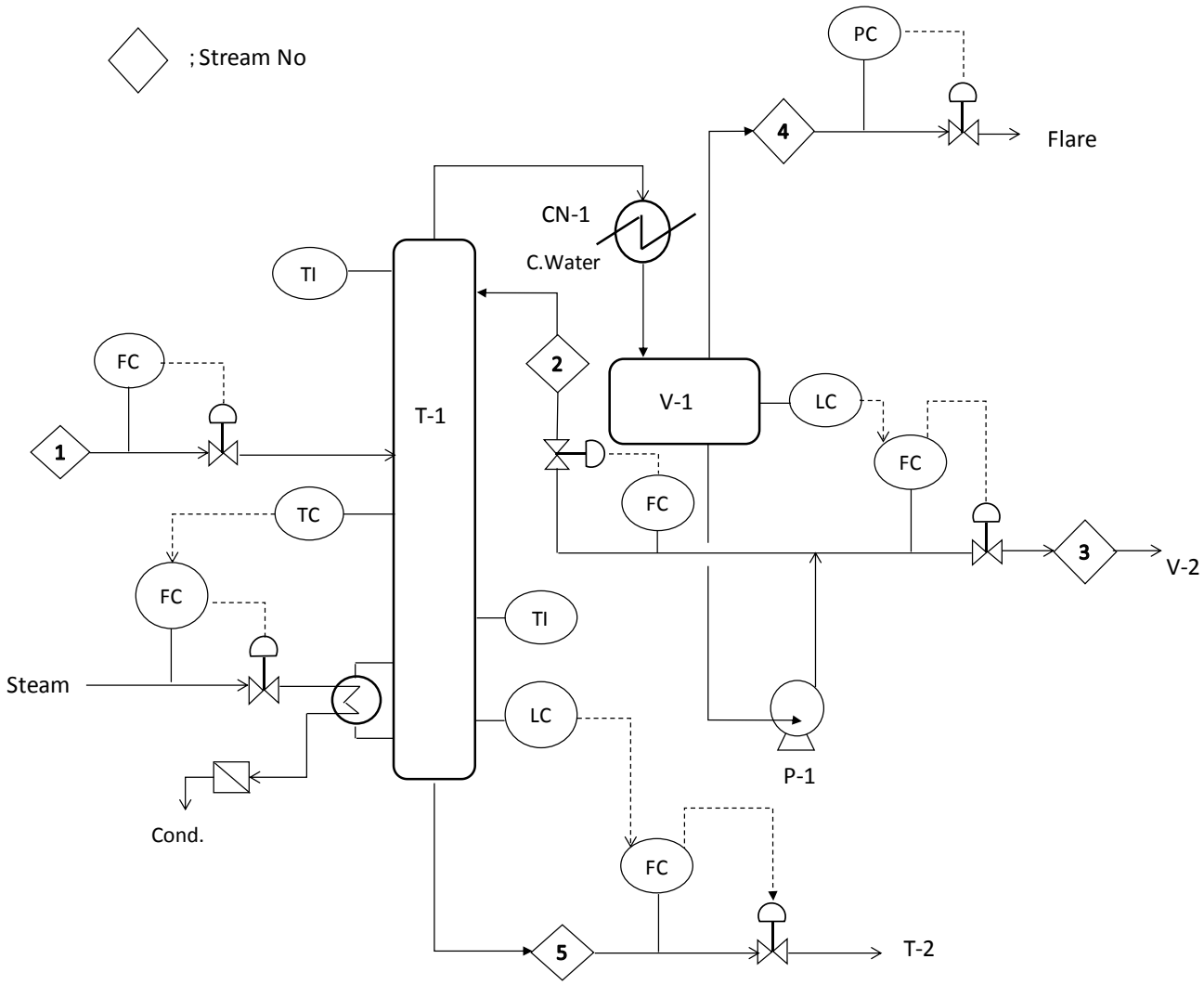

図 1A-1

【操作の概要】

・Stream-1 Feed は流量計コントロール弁 FC で制御し，蒸留塔の 20 段へ供給する．

・塔頂からの蒸気は屋上に設置した熱交換器 CN-1 で凝縮させ，重力で 2 階に設置したタンク V-1 に落下させる．内容液は 1 階に設置したポンプ P-1 で加圧する．

・CN-1 はクーリングタワーの冷却水を冷媒として使用する．

・Stream-2 還流は還流比 0.3 で流量計コントロール弁 FC で制御し，T-1 へ供給する．

・Stream-3 留出液はコントロール弁 FC で制御し，V-2 へ移送する．

・Stream-4 CN-1 の未凝縮ガスはタンク V-1 のガス層に設置した圧力計コントロール弁 PC で制御し，フレアースタックに送られる．

・Stream-5 缶出液は流量を流量計コントロール弁 FC で制御し，T-1 ボトムから T-2 へ圧送される．

表 1A-1

Stream	1		2		3		4		5	
	kg·h^{-1}	wt %	kg·h^{-1}	wt %	kg·h^{-1}	wt %	kg·h^{-1}	wt %	kg·h^{-1}	wt %
	Feed		Reflux		Distillate		Off Gas		Waste	
Chem.A	85	0.28	21	0.47	68	0.46	17	100		
Chem.B	14,776	49.29	4,381	98.60	14,604	98.61				
Chem.C	7,216	24.07	31	0.70	103	0.70				
Chem.D	5,154	17.19	10	0.23	34	0.23				
Chem.E	2,748	9.17								
Total	29,979	100.00	4,443	100.00	14,809	100.00	17	100		
	Liquid		Liquid		Liquid		Gas		Liquid	
Temperature [°C]	25		30		30		45		130	
Pressure [MPa G]	0.6		0.48		0.7		0.35		0.5	
Enthalpy [MJ]	1,570		280		933		9		985	
Density [kg· m^{-3}]	780		750		750				790	
Viscosity [Pa· s]	0.15×10^{-3}		0.15×10^{-3}		0.15×10^{-3}				0.11×10^{-3}	

表 1A-3　管の呼径と内径の関係

呼径	1B	1.5B	2B	3B	4B	6B
内径　D [mm]	25	40	50	80	100	150

表 1A-4　粗度 ε/D，レイノルズ数 Re と Faninng の摩擦損失係数 f の関係

Fanning の式　$\Delta p = (4f)(L/D)(\rho u^2/2)$

ε/D					
18.8×10^{-4}	Re	0.625×10^5	1.25×10^5	1.875×10^5	2.5×10^5
	f	0.00645	0.00620	0.00615	0.00610
11.4×10^{-4}	Re	1×10^5	2×10^5	3×10^5	4×10^5
	f	0.00570	0.00545	0.00530	0.00525
9.14×10^{-4}	Re	1.25×10^5	2.5×10^5	3.75×10^5	5×10^5
	f	0.00550	0.00520	0.00510	0.00505
5.71×10^{-4}	Re	2×10^5	4×10^5	6×10^5	8×10^5
	f	0.00470	0.00455	0.00450	0.00445
4.57×10^{-4}	Re	2.5×10^5	5×10^5	7.5×10^5	10×10^5
	f	0.00463	0.00433	0.00425	0.00420
3.05×10^{-4}	Re	3.75×10^5	7.5×10^5	11.5×10^5	15×10^5
	f	0.00418	0.00398	0.00393	0.00388

(2) これらの図表に関して，以下の問いに答えなさい.

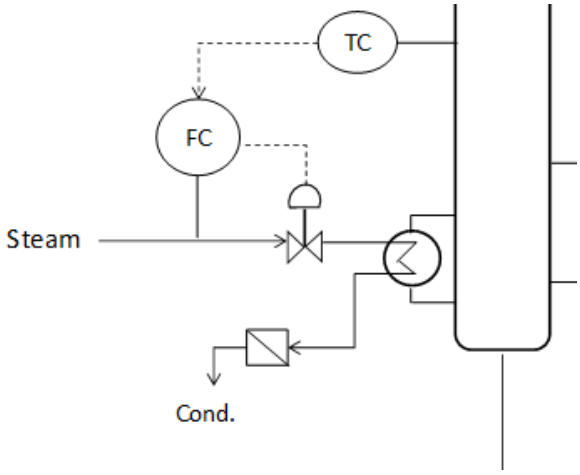

図 1A-2

表 1A-2

Stream	5	
	kg･h^{-1}	wt %
	Waste	
ChemA		
ChemB		
ChemC		
ChemD		
ChemE		
Total		

(2-1) 図 1A-2 は図 1A-1 のリボイラー周りの PFD である. 図に示された制御方式を何と呼ぶか，また，この制御方式では具体的にどのように制御するかを説明しなさい.

(2-2) 表 1A-2 は表 1A-1 の空欄の部分である．缶出液（waste）の全流量と組成を解答用紙に記入しなさい.

(2-3) タンク V-1（基準面から液出口ノズル高さ EL+3.5 m）からポンプ P-1（吸込みノズル高さ EL+1.0 m）までの配管（相当長さ：10 m）について，適切な管径 D を選定し，管の圧力損失，ポンプ吸込み口の圧力，NPSHA（Available Net Positive Suction Head）を計算しなさい．ただし，タンク内の液は沸点液であり，設計マージンは PFD 記載の流量の 10%増し，ポンプの吸込み流速は 0.5～1.0 m･s^{-1} の範囲，吸込み配管に設置したストレーナーの圧損は 10 kPa とする．なお，管としては表 1A-3 に示す内径の鋼管を使用し，管粗さは $\varepsilon = 4.57 \times 10^{-5}$ m とする．また，粗度 ε/D，レイノルズ数 Re と Fanning の摩擦係数 f との関係を表 1A-4 に示す.

(2-4) ポンプの NPSHR（Required Net Positive Suction Head）が 1.5m のとき，NPSHA が NPSHR より小さくなると，どのようなトラブルが発生するか，そのメカニズムを含めて説明しなさい. このトラブルを回避する対策を挙げて, その対策が有効であることを説明しなさい.

問題 1B　次の**問題 1B-1～1B-5 の 5 問の中から 2 問を選び**解答しなさい．**<u>解答用紙 1B を用い</u>**，選択した問題番号を記入し，1 問 300 字以内に記しなさい．（配点各 15 点）

問題 1B-1　水溶解性の良い粉末飲料を製造するため，バッチ式の流動層造粒装置内に原料粉末を仕込んだ後，装置下部から熱風を供給しながら結合剤水を所定時間噴霧して流動層造粒を行っている．粉末飲料の需要が急増したため，別製品の生産で使用している既設の大型流動層造粒装置（直径 2 倍，高さ 1.5 倍，内容積 6 倍）を改造せずに使用して増産することになった．造粒物の物性（平均粒径，嵩密度，含水率）を変えずに製造するためには，大型装置では現行装置と比べてどの操作因子をどのように変更して運転すべきか述べなさい．また，造粒物の含水率が高いと製品品質が低下するため含水率を常に所定値以下に抑えたい場合，重要な操作因子を挙げ，どのように制御するべきか，あなたの考えを述べなさい．

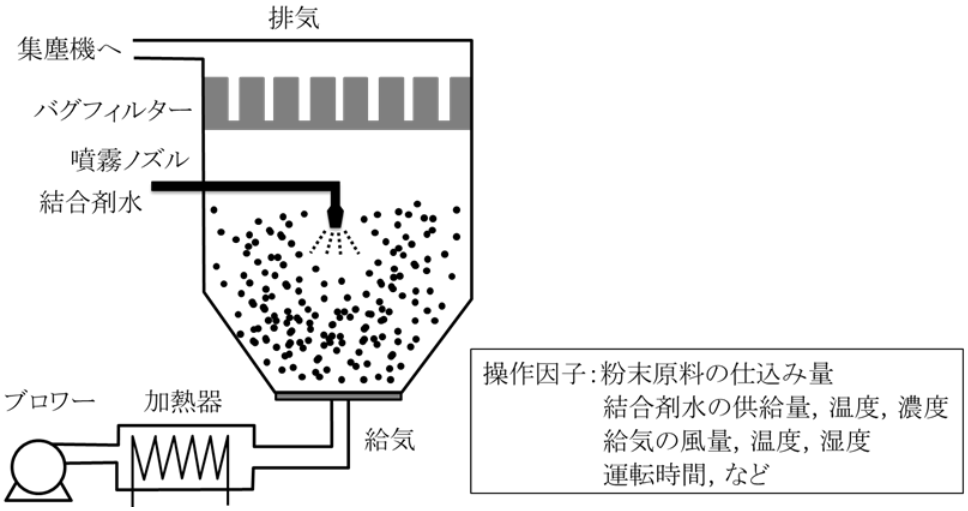

図 1B-1

問題 1B-2　一般に新触媒の開発は，粉末触媒（例えば，平均径 0.3 mm）を用いたラボ試験からスタートし，パイロット試験の段階では，実際の工業装置で使用される円柱形（例えば，直径 1.6 mm，長さ 3～5 mm）などの形状に成型された触媒が用いられる．このように触媒の形状を変更した際，反応速度の低下が起こる場合があるが，想定される原因を 1 つ挙げ，その解決策を述べなさい．

問題 1B-3　図 1B-3 に示す PFD（Process Flow Diagram）で表現される溶媒循環プロセスに基づいて，ガス分離の物質収支と熱収支を検討する．このプロセスでは，原料ガスを吸収塔の塔底から供給し，塔頂より供給する溶媒（図中の再生済み溶媒ストリーム）と接触させて原料ガス中の目的物質を選択的に溶媒に吸収させる．次に，ガスを吸収した溶媒を再生塔へ送り，溶媒中の目的物質をガスとして放散し，再生塔の塔底より缶出する溶媒を再度，吸収塔で循環使用する．

定常プロセスシミュレータを用いて，原料ガスのフィード量，濃度，処理済みガス中の吸収されるべきガス残留濃度等の設計要求を満たす循環プロセスの計算を行ったところ，下記の課題が明らかとなった．以下の問いに答えなさい．

1) 定常シミュレーションの過程において，流量が増加し続けたり，減少し続けたりする不安定な挙動が見られ，溶媒循環についての物質収支計算が収束しなかった．また，シミュレーションの途中において，処理済みガスストリームに溶媒が少量含まれることも確認された．このように物質収支計算が収束しなかった原因および計算を収束させるために，図 1B-3 の PFD 上で追加するべきプロセス要素（ストリームやユニット等）を述べなさい．ただし，定常シミュレーションの開始時において，各フィード流量，ポンプの吐出圧力，吸収塔・再生塔の理論段数，留出液流量などの必要な計算条件は正しく入力されたものとする．

2) 1)の問題を解決し，定常シミュレーション結果を精査すると，目的物質を吸収するために必要なエネルギー原単位を向上すべきであると思われた．エネルギー原単位を改善する案として，さらに追加検討すべき装置・機器追加なども視野に入れた設備改造案を理由とともに簡潔に述べなさい．

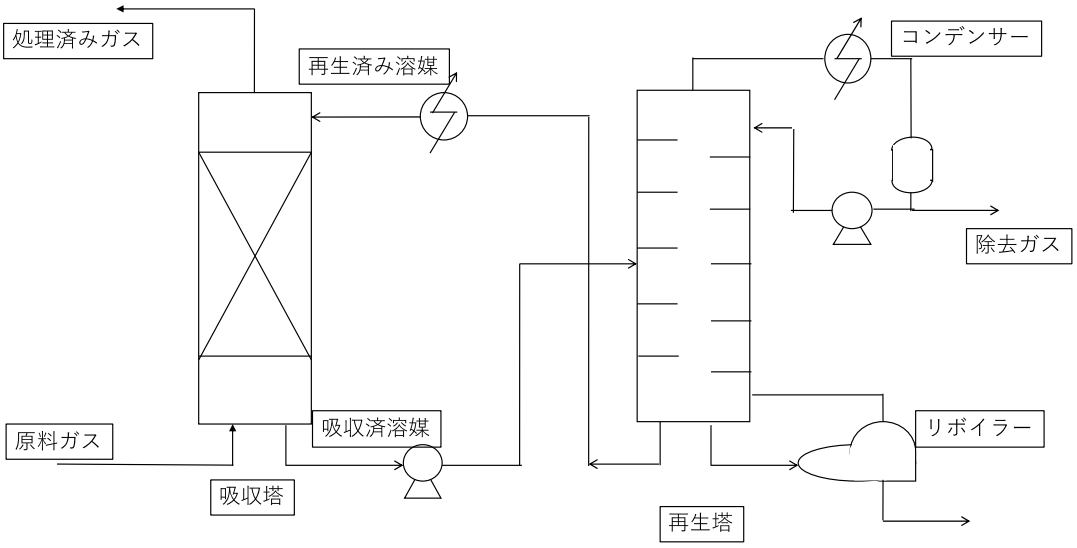

図 1B-3

問題 1B-4　現在ある物質を蒸留により精製している設備がある．この蒸留操作におけるエネルギー原単位改善を図りたい．エネルギー原単位を下げる手法を 3 つ述べなさい．そして，その中の 1 つの手法について，製品品質，操作許容範囲，安定運転，費用対効果などを全般的な観点から検討すべき注意点を述べなさい．ただし，蒸留以外の単位操作への変更や蒸留工程以外とのエネルギーのやり取りは行わないものとする．

問題 1B-5　近年，石油コンビナートなどの事業所では，重大事故防止を目的として，異常反応などの早期通知や熟練運転員の技能伝承に向けた暗黙知の見える化などを実現できるアラームマネジメントの導入を検討しているところが多い．アラームマネジメントとは，有効的なアラームシステムの構築・運用・維持を目的として，図 1B-5 に示す 10 個のステージを繰り返し行う活動で，大きく①～⑤のフェーズに分かれている．

図中の①～⑤のフェーズのうち 2 つを選択し，選択した項目のそれぞれについてあなたの経験を踏まえて課題とその解決方法を述べなさい．

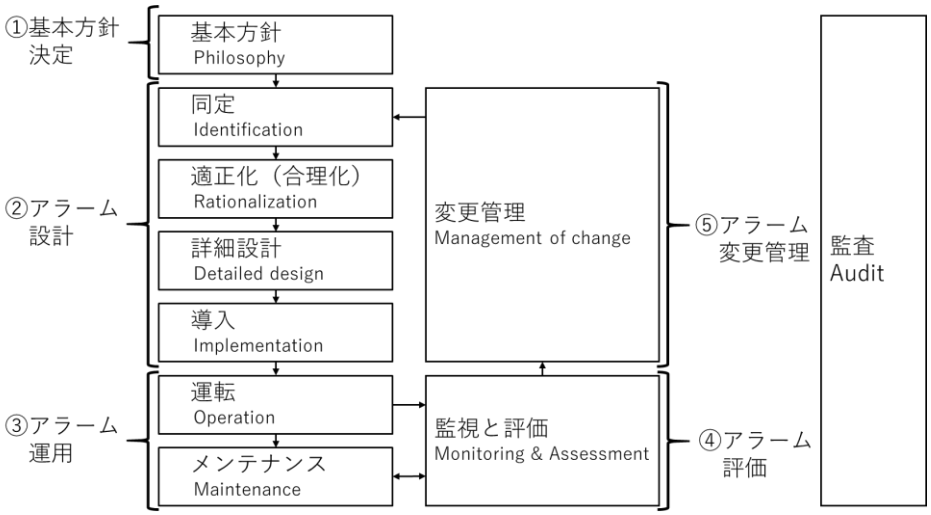

図 1B-5

２．用語説明問題（配点 25 点）

次の用語から **5 問を選び**解答しなさい．**解答用紙 2 を用い**，選択した問題番号と用語を記入し，1 問 300 字以内に記しなさい．

(1) SDGs（Sustainable Development Goals）
(2) 境膜
(3) クヌーセン（Knudsen）拡散
(4) 活性化エネルギー
(5) かさ密度
(6) 膜蒸留
(7) プラントワイド制御
(8) DCS（Distributed Control System）
(9) CUI（Corrosion Under Insulation）
(10) バイオマス
(11) サイバーセキュリティ
(12) PAT（Process Analytical Technology）
(13) 不働態被膜

３．最近の技術課題と技術動向（配点 25 点）

次の**問題 3-1～3-5** の **5 問の中から 1 問を選び**解答しなさい．**解答用紙 3 を用い**，選択した問題番号を記入し，1,200 字以内に記しなさい．

問題 3-1　バイオマスを高付加価値の先端材料に変換する例としてセルロースナノファイバーが注目されており，その調製プロセスにおいて化学工学が果たす役割は大きい．セルロースナノファイバーがもつ優れた特長と期待される用途をそれぞれ 2 つ以上挙げなさい．また，調製プロセスから社会実装に至るまでの課題について，あなたの考えを述べなさい．

問題 3-2　昨今，IT 産業より，IoT，ビッグデータ解析や人工知能，機械学習といった新たな技術が提示され，プロセス産業や，それ以外の製造業での活用事例も取りざたされている．

化学業界では，DCS（Distributed Control System）のデータや，日々発生する書類等，さまざまなデータが発生し蓄積されているが，あなたならどのように新技術を活用して所属組織の課題解決を行い，収益向上に貢献できるか 2 つ記述しなさい．また，それらの新技術を活用する際に注意するべき点があれば合わせて記述しなさい．

問題 3-3　図 3-3 は平成 9 年から平成 28 年までの高圧ガス保安協会まとめの“高圧ガス製造所の事故件数推移”である．特にコンビナートでの事故は，平成 20 年以降，平成 9～13 年に比べ 4 倍以上に増加し，高止まりしたままである．その原因について 3 点挙げ，その対策についてあなたの考えを述べなさい．

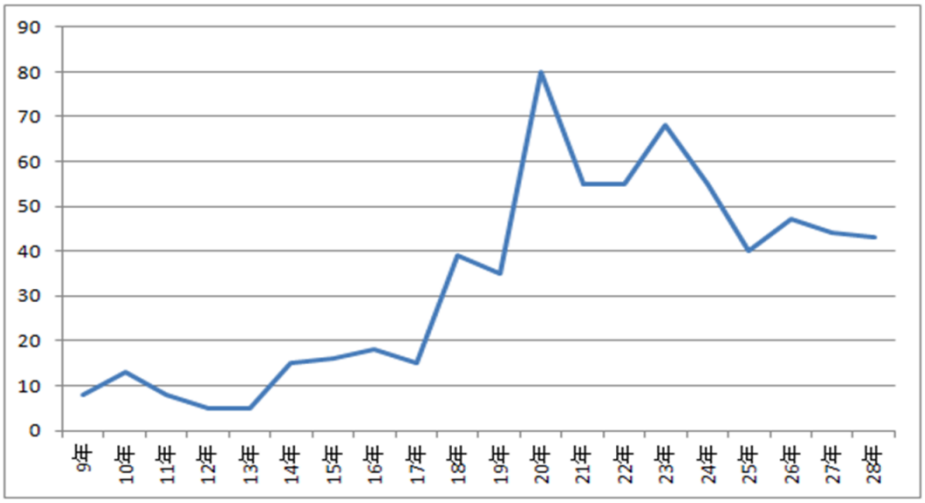

図 3-3

問題 3-4　日本では，水質，大気の環境基準が設けられ，多くの項目でその基準が守られ日本の環境はかなり改善されている．しかし，その環境基準のうち，未だに達成率が低いのが光化学オキシダントと PM2.5 であり，達成率はそれぞれ 0%，58.4～74.5%（環境省発表の 2015 年度のデータ）である．PM2.5 および光化学オキシダントや PM2.5 の二次的生成の原因物質とされる SOx、NOx、VOC の低減のため，工場・事業場のボイラーや焼却炉などの固定発生源からのばい煙・排出ガス対策，自動車・船舶など移動発生源からの排出ガス対策，低公害車の普及等の一層の対策が求められている．

海外からの飛来や火山噴火など自然現象を別として，これらの対策に化学工学技術がどのように貢献できるか，以下の項目を参考に，あなたの考えを述べなさい．

A.工場・事業場などの固定発生源からのばい煙・排出ガス対策

B.自動車・船舶など移動発生源からの排出ガス対策

C.低公害車の普及

問題 3-5　近年，風力や太陽熱などの再生可能エネルギーの利用拡大に伴い，電気および熱エネルギーの貯蔵技術（蓄エネ技術）の重要性が増加している．その理由を述べなさい．

また，現在開発，改良が進められている電気および熱エネルギー貯蔵技術を 1 つずつ挙げ，その概要と開発課題に関してあなたの考えを述べなさい．