

化学吸収法による火力発電プラントからのCO₂回収



技術解説

須田 泰一朗*

Carbon Dioxide Recovery From Power Plant Using Chemical Absorption Method

Key Words : carbon dioxide, recovery, boiler flue gas, chemical absorption, alkanolamine

1. はじめに

地球温暖化に関し、1990年8月の気候変動に関する政府間パネル(IPCC)の第1次評価報告において、「現状維持シナリオ」を仮定した場合、温室効果ガスの大気中濃度の増大により、地球の平均気温は、次世紀を通じて10年間につき0.2～0.5℃の範囲内の率で上昇し、全球平均の海面上昇は、10年間で3～10cmの範囲の割合で上昇するという可能性が示唆された。これにより、穀物収穫、家畜生産への影響、陸上および海洋生態系の変化、沿岸地域および島しょ地域への脅威等生物学的、社会的経済的に重大な変化が生じることが予測された。IPCCのこの評価は、1994年時点においても、その大筋において変るところはない。地球規模でのこれらの急速な気候変動の影響を緩和あるいは回避するため、温室効果ガス、とりわけ二酸化炭素の削減について、様々な技術が提示されている。これらは(1)低炭素あるいは無炭素系エネルギーへの転換、エネルギー利用効率の向上などのCO₂生成防止と(2)エネルギー変換過程からのCO₂の回収、地中貯留、海中投棄、生物によるCO₂固定などのCO₂除去に分類さ

れる。根本的対策は(1)と考えられるが、過渡期においては補足的暫定的対策として(2)の対策を講じなければならない場合があるだろう。この長期的技術選択肢を無視することなく、評価し、実現可能性を少しでも高めることは、エネルギー利用の恩恵に浴して来た我々に課せられた命題であろう。

本稿では、日本国内のCO₂排出量の約30%を占める火力発電プラントからのCO₂回収について、化学吸収プロセスを中心に解説する。

2. CO₂回収プロセス

CO₂回収(除去)プロセスは、主として炭化水素(天然ガス、石油精製)あるいは、水素や合成ガス中の酸性ガス(二酸化炭素、硫化水素等)の除去プロセスとして開発されており、その特徴は処理ガスの圧力が高いこと、成分として酸素を含んでいないこと、酸性ガスの高い除去性能を有すること等である。これに対し、地球温暖化対策としてのCO₂回収技術を考えるとき、その適用可能技術は、次のような条件を満足する必要がある。

- 大規模排ガスを対象とし得ること。
- CO₂分圧が低く、酸素、硫黄化合物、窒素酸化物を含む混合ガスからCO₂を選択的に分離回収し得ること。
- 分離したCO₂純度は高純度である必要はないが、CO₂回収率は高いこと。
- 設備費、ランニングコストが小さいこと。
- 信頼性が高く、長期運転に耐えること。



* Tai-ichiro SUDA
1947年8月23日生
1973年大阪大学大学院工学研究科
石油化学専攻修了
現在、関西電力株式会社、原子力・
火力本部、副調査役、工学修士
TEL 06-441-8821

これらの条件を満たし得る CO₂ 分離回収プロセスとして PSA (Pressure Swing Absorption), 湿式吸収法, 膜分離が挙げられる。

2.1 PSA 法

活性炭, カーボンモレキュラーシブあるいはゼオライトを吸収剤として, 圧力差により対象の成分ガスの吸脱着をするガス分離技術であり, 乾式かつ比較的高温で操作が可能であり, ガスの冷却, 再加熱によるエネルギーロスを軽減できる特徴がある。一方 PSA 法をボイラ排ガスからの CO₂ 回収に適用するに当たっては, 脱着工程での減圧用動力低減, 不純物に対する耐性の大きい吸着剤の開発等の課題を解決していく必要がある。

2.2 湿式吸収法¹⁾

湿式吸収法は, 化学工業ではガス分離, ガス精製操作に広く普及しており, 物理吸収法と, 化学吸収法に大別される。一般的に, 常圧下での吸収操作では, 反応気体が溶解と同時に化学反応を起す化学吸収の方が, 単に物理的に溶解するだけの物理吸収より優れていると考えられている。しかしながら, 化学吸収の場合は, 吸収液に捕捉された CO₂ を取り出すのに多量のエネルギーを必要とするという欠点がある。

2.3 膜分離

膜による分離は, (1) 混合ガス成分と膜との

物理化学的相互作用の差異を利用し, 膜間の圧力差によりガス成分を分離するガス分離膜と, (2) 膜を介してある特定ガス成分と, それを選択的に吸収する溶媒を接触させるガス吸収膜の 2 法がある。ボイラ排ガスからの CO₂ 回収への適用に関しては, 対象ガスが高圧である石炭ガス化を除けば, 加圧用の動力コストや設備投資が大きいため, ガス分離膜よりもガス吸収膜の方が有利であると言われている²⁾。膜分離による CO₂ 回収はなお今後の技術であるが, 理想的消費エネルギーは, 他の方法より小さいと評価されており³⁾, 高い分離性能を有する膜分離プロセスの開発が待たれる。

これらのうち, ボイラ排ガスからの CO₂ 回収技術として研究が進められているアルカノールアミン化学吸収法について次節で少し詳しく紹介する。

3. アルカノールアミン化学吸収法

化学吸収法による主な CO₂ 分離, 回収法として, アルカノールアミン法と熱炭酸カリ法の 2 種類がある。モノエタノールアミン (MEA), ジエタノールアミン (DEA) で代表されるアミン類は, CO₂ の吸収反応が常温付近で進み, 吸収液の CO₂ 吸収平衡分圧が低いため, 処理ガス中の CO₂ 濃度を数 100ppm にまで下げること

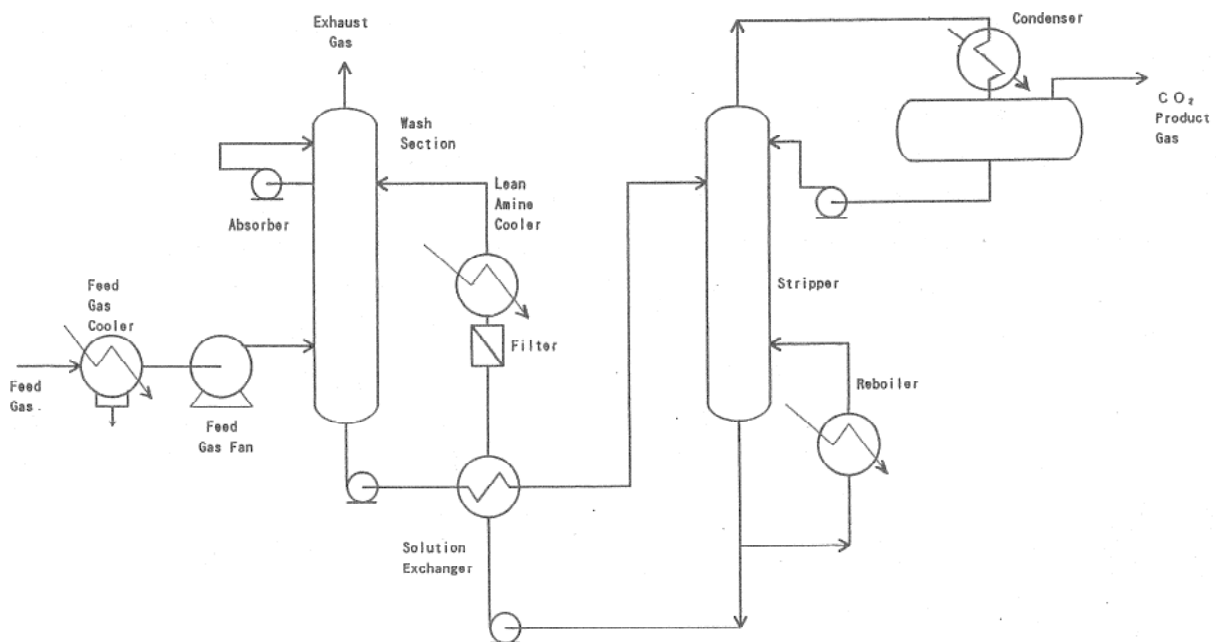


図1 アルカノールアミン法 CO₂ 吸収プロセス

とも可能であるが、再生熱は他のプロセスに比べて大きい。一方、熱炭酸カリ法は、通常 60-110℃で吸収反応操作を行うため、処理ガスおよび吸収液の冷却、再加熱ロスが少なく、またアミン類に比べて再生熱も小さい。しかし通常、反応は加圧下で行うため、常圧であるボイラ排ガスの加圧は経済的でなくボイラ排ガス中のCO₂吸収の実施例は、いずれもアミンを用いた方法となっている。

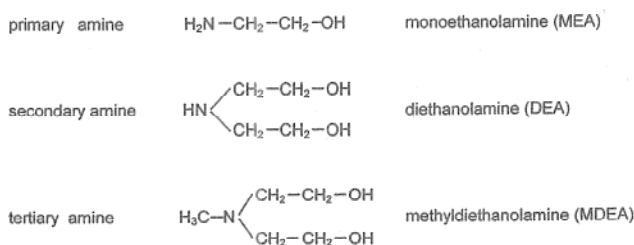
3.1 アルカノールアミン法のプロセス

アルカノールアミンを用いた一般的なCO₂ガス吸収プロセスを図1に示す。

(1) ボイラ排ガスは冷却器に入り、40～60℃に冷却された後送風ファンで吸収塔に送られる。(2) 吸収溶媒は吸収塔の上部から流下しながら排ガスと充填層内で向流接触しCO₂を選択的に吸収する。(3) CO₂を除去されたガスは、吸収塔頂部の洗浄部において、随伴溶媒を除去した後大気へ排出される。(4) 吸収塔底部から抜き出されたリッチ溶媒は、高温のリーン溶媒と熱交換した後再生塔上部に送られる。(5) リッチ溶媒は再生塔の上部から流下する過程で、リボイラで発生した水蒸気により、110～140℃に加熱されCO₂がスチームストリッピングされる。(6) 再生塔において放散されたCO₂は、水蒸気と共に還流器に送られ回収CO₂と凝縮水に分離され、凝縮水は再生塔に戻される。一方、再生されたリーン溶媒は、熱交換器、溶媒冷却器を経て吸収塔に戻る

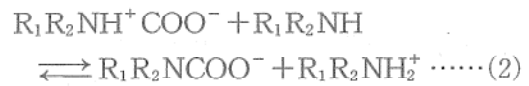
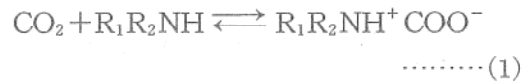
3.2 アルカノールアミンとCO₂との反応

アルカノールアミンの代表例を次に示す。



分子中のヒドロキシ基は、溶媒である水との親和性の向上、アミンの蒸気圧低減の作用をする。またアミノ基はLewis塩基として、水溶液中で塩基性を示し直接CO₂或はプロトンと結合する。CO₂とアミンの反応機構は、置換された

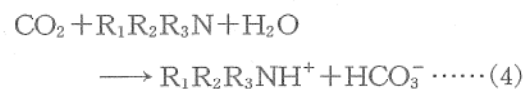
アルカノール残基の数によって異なる。第一級アミンおよび第二級アミンとCO₂との反応については、現在、CaplowとDanckwerts⁴⁾の“双性イオン”を経由する次の反応機構が支持されている。



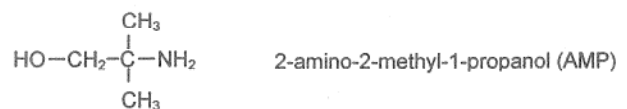
ここでR₁はHまたはアルカノール基、R₂はアルカノール基を示す。(1)、(2)式をまとめると

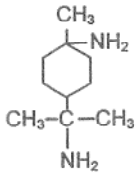


となる。即ち2モルのアミンが1モルのCO₂と反応し、安定なカルバミン酸塩を形成する。このため吸収溶媒として第一、第二級アミンを用いた場合、1モルアミン当り吸収し得るCO₂のモル比(CO₂モルローディング)は通常0.5が上限となる。これに対し、第三級アミンは窒素原子上に水素原子を持たず、(2)式の脱プロトン反応が起らず、DonaldsonとNguyen⁵⁾らの次の反応機構が支持されている。

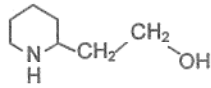


アミンはCO₂と水との反応において、塩基触媒として作用している。CO₂モルローディングは1となるため、CO₂吸収溶媒としては魅力があるが、常圧のボイラ排ガスを対象としたCO₂吸収液としては、反応速度が小さいという難点がある。これらに対し、最近第一級アミンではあるが、アミノ基のα-炭素上の水素原子がメチル基で置換された2-アミノ-2-メチル-1-プロパノール(AMP)で代表される立体障害アミン⁶⁾がCO₂吸収剤として注目されている。下に立体障害アミンの例を示す。





1,8-p-menthane diamine (MDA)



2-piperidine ethanol (PE)

大きな置換基による立体障害あるいは、メチル基の電子効果⁷⁾により、(3)式のAMPのカルバミン酸塩の安定性が低く、CO₂ローディングが0.5以上となり、また逆反応に必要な熱量(再生エネルギー)の小さいことが期待されている。

3.3 腐食

アミン溶媒によるCO₂吸収操作の問題点の一つとして腐食があげられる。腐食原因物質としてまず挙げられるのは、酸性ガスであるCO₂自体である。またCO₂とアルカノールアミン

との不可逆反応により生成する劣化生成物も鋼材に対し腐食作用を引き起こす。モノエタノールアミンは、第二級アミンであるジエタノールアミンやジイソプロパノールアミンに比べより反応性の高いN-(2-ヒドロキシエチル)エチレンジアミンのような鉄キレート化剤を生成する⁸⁾。腐食防止の観点からは第二級アミンが望ましいが、CO₂分圧の小さいボイラ排ガス用として現在実用化されているアミン法CO₂回収プロセスは、反応性の高い第1級アミンに腐食抑制剤を添加した1,2のプロセスに限られている。

3.4 CO₂回収エネルギー

化学吸収法によるCO₂回収に必要なエネルギーは、送風ファンや送液ポンプ駆動用の動力と、溶媒再生用のリボイラ加熱熱量である。現在、ボイラ排ガスからのCO₂回収プラントとして稼働中の主なプロセスは2種類ある。1つはダウケミカル社のGas/Spec FT-1プロセス(現在はフロア・ダニエル社 FLUOR

表1 化学吸収法CO₂吸収プロセス必要熱量

(1)ボイラ排ガス用CO₂吸収プロセス

	DOW CHEMICAL Co. GAS/SPEC FT-1	ABB Lummus Crest Kerr-McGee/Lummus	Steinberg ³⁾	Nanko P/S Pilot Plant ⁴⁾
公表値	3.5 MMBTU/ton(米)CO ₂ ¹⁾	1.5-2.5 ton熱/ton CO ₂ ²⁾ (45-60 psig)	4.8 MMBTU/ton(米)CO ₂ ³⁾	—
換算値	0.972 Gcal/t-CO ₂	1.01 Gcal/t-CO ₂	1.33 Gcal/t-CO ₂	0.90 Gcal/t-CO ₂ ⁴⁾

- 1) DOW CHEMICAL 社カタログ値
- 2) Sum A. Rushing 参考文献(9)
- 3) M. Steinberg, H. C. Cheng, and F. Horn 参考文献(10)
- 4) 筆者ら 参考文献(11)

(2)プロセスガス用 酸性ガス(CO₂他)吸収プロセス⁵⁾

process	Activated MDEA	Benfield (熱炭酸カリ法)	Giammarco-Vetrocoke (熱炭酸カリ法)
Licensors	BASF他	UOP	Giammarco
公表値	32 MJ/kmol CO ₂	20-130 MBtu/Mscf CO ₂	30-80 MBtu/Mscf CO ₂
換算値	0.174 Gcal/t-CO ₂	0.091-0.589 Gcal/t-CO ₂	0.136-0.362 Gcal/t-CO ₂
処理ガス	改質ガス、天然ガス	天然ガス、合成ガス	アノモニア合成ガス、天然ガス
吸収操作圧力	120bar	100-2,000psig	50-1,000 psig

5) 参考文献(12)

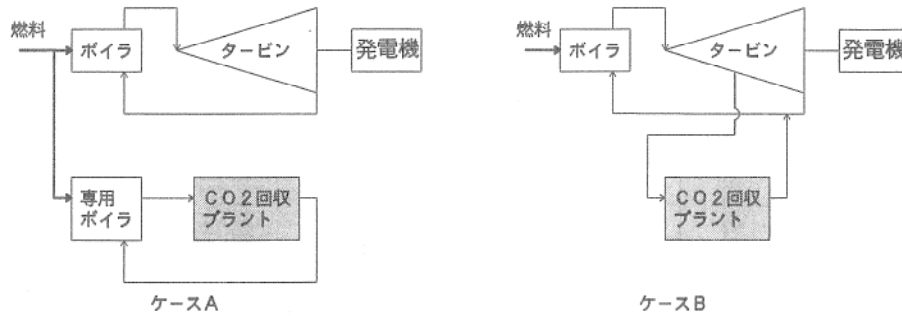


図2 CO₂回収プラントへの蒸気供給方法

ECONAMINE FGプロセス)とKerr-McGee/Lummus法である。これらの公表されているCO₂回収熱量を、Steinbergらの用いた値あるいは、熱炭酸カリを含む他の化学プロセスガスに適用されている化学吸収法の必要熱量との比較の上で表1に示す。

いまボイラ排ガスからCO₂を1トン回収するのに必要な熱量を表1から0.90Gcal/t-CO₂とし、発電端熱効率40%の60万kW天然ガス焚従来型ボイラをモデルとすると、ボイラ排ガス中のCO₂を90%回収するのに必要な、リボイラ加熱用熱エネルギーは、CO₂回収なしの場合の発電プラント入熱エネルギー(ボイラ入熱量)に対する単純な比で表わすと約20%にも達する。従って、化学吸収法によるCO₂回収エネルギーの低減方策は、単位CO₂量を回収するのに必要な溶媒再生エネルギーの小さな新しい溶媒を開発することや、CO₂回収プラントの省エネルギー化による動力を低減することの他に、発電熱効率の低下を最小にする最適なCO₂回収エネルギーの供給方法の検討が必要である。次節において、排ガス中のCO₂回収プロセスを蒸気タービン発電サイクルに組込んだ場合の必要エネルギーの評価について述べる。

4. CO₂回収システムを組込んだ発電システムの効率評価

発電システムからCO₂回収に必要な温度とエンタルピを有する蒸気を供給する場合、同じCO₂回収量であっても、蒸気供給方法によって、CO₂回収システムを組込んだ発電サイクル(以上CO₂回収統合サイクルと呼ぶ)全体でみたCO₂回収エネルギー量が異なる。そのためCO₂

回収に必要なエネルギーは単純なりボイラー必要熱量の比較ではなく、発生電力の減少量あるいはプラント総合のネットの熱効率(送電端熱効率)で評価すべきである。

いま、CO₂回収プラントのリボイラ加熱用蒸気を次の2つの方法で得ることを考える。

- A. 単独に設置した専用ボイラから蒸気を供給する方法。
- B. 蒸気タービンの途中から低圧の蒸気を抽気し、リボイラに供給する方法。

これらの方式を図2に模式図で示す。このうちBのタービン抽気を利用するCO₂回収統合サイクルにおけるエネルギー消費量を中心に専用ボイラ方式と比較しながら記述する。

4.1 低圧タービン抽気によるリボイラの加熱 図3に火力発電システムの基本構成を示す。

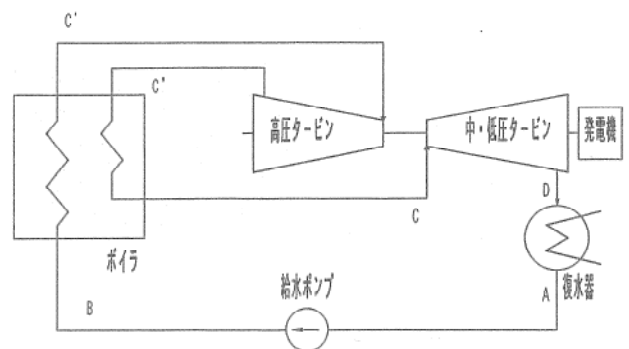


図3 火力発電システムの基本構成(再熱サイクル)

また、図4にこのランキンサイクルのh-s線図を示す。ここでは高圧タービン排気を再びボイラで加熱し、中圧および低圧タービンへ送る再熱サイクルを示してあるが、通常、蒸気の一部をタービンから抽出して給水を加熱する再生サイクルも採用し、サイクルの熱効率の向上を

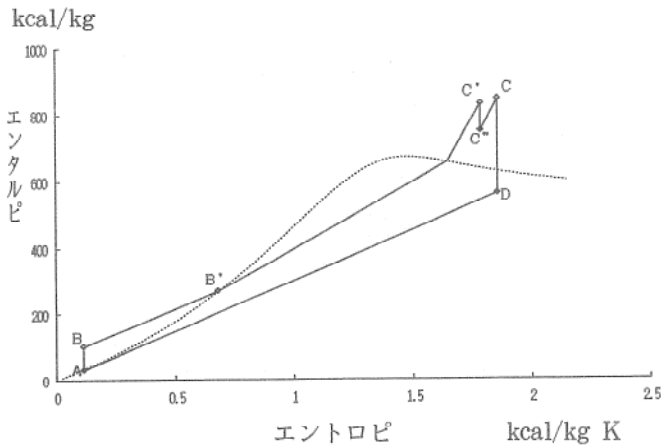


図4 ランキンサイクルh-s線図

計っているが、ここでは簡単のため省略してある。アミンを用いたCO₂の化学吸収において、溶媒再生に必要な反応温度は110～140℃である。この温度を飽和温度とする蒸気は蒸気サイクルの中では、そのプラントの最高圧力によって若干異なるが、通常、低圧タービン入口から出口(復水器入口)の間のどこかにある。この点をe_cとする。更に、リボイラで仕事を終えた飽和蒸気はなお100℃前後の温度をもっており、給水系で流体と熱量を回収できる。その点をf_cとしよう。図5はこのリボイラ加熱用蒸気を抽気する場合のh-s線図を示している。中圧タービンに入った蒸気の一部は、C点からe_c点に至

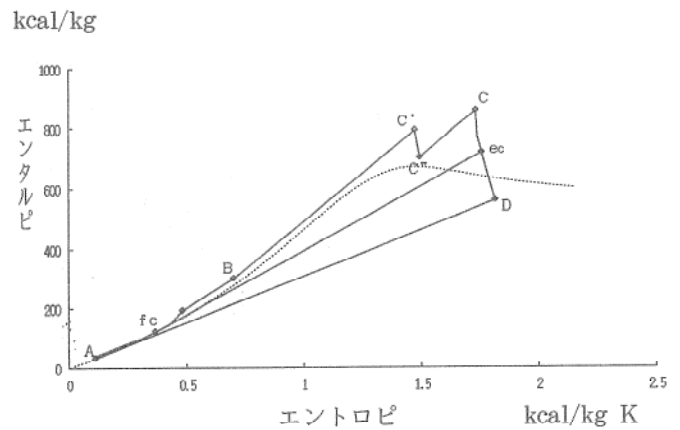
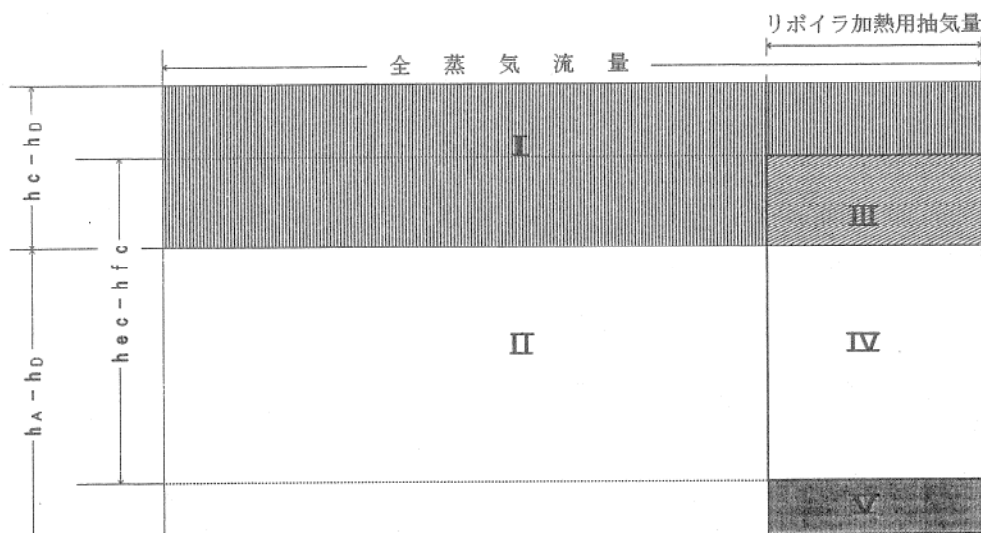


図5 リボイラ加熱蒸気を抽気した蒸気サイクルh-s線図

るまでの間、タービン内で断熱膨張を行いながら仕事を発生した後、e_c点で抽気されCO₂回収装置のリボイラに入り、溶媒を加熱して凝縮水となりf_c点の状態になる。一方、e_c点で抽気されなかった残りの蒸気は、低圧タービン排気圧まで膨張し、D点の状態では復水器に入り、冷却されてAの状態になる。h-s線図は流体の量を表わすことが難しく、抽気を行った場合の熱収支が解りにくいため、図6に蒸気流量と蒸気のエントルピを用い、中圧タービン入口蒸気が有する全熱量に対して、電気出力や、抽気熱、復水器で捨てる熱の内訳がどれ位になっているかを模式的に表わす。図中Iはタービン



注 I : 中・低圧タービンでの仕事
 II : 復水器での放熱量
 III+IV : リボイラ加熱熱量
 V : リボイラ出口熱回収量

図6 中圧タービン入口蒸気の熱量内訳

で仕事をし電気を出力する熱量，IIは復水器での損失熱量，III+IVはリボイラ加熱熱量，Vはリボイラ加熱用抽気凝縮水（以下リボイラドレンと言う）からの回収熱量をそれぞれ表わす。即ち，リボイラ加熱用蒸気の抽気により，抽気点以降のタービン内蒸気流量が減少することにより，IIIに相当するタービン出力が減少する。一方，この抽気は復水器をバイパスすることとなり，復水器で捨てられる熱量がIV+V分だけ少なくなり，結果としてCO₂回収統合サイクルのエネルギー利用効率が向上することとなる。抽気を行う場合のCO₂回収統合システムにおいてはリボイラでの熱消費量がそのまま電気出力の減少となるのではなく，リボイラ熱消費量(III+IV)の一部(III)のみが出力減少分となるのである。次に，この出力減少量の算定について述べる。

4.2 リボイラ加熱蒸気供給による出力低下

いま，多量の抽気を行うことに対する機械的強度的制約は考慮に入れないこととし，発電プラントにCO₂回収システムを設置することによるプラントからの発生電力（発電端電力）の低下量をP_Lとする。リボイラへの熱量供給による出力低下量をP_S，リボイラドレンを発電サイクルの給水ラインへ回収することによる出力回復量をP_Rとすると，発電端出力の低下量は次式で表わされる。

$$P_L = P_S - P_R \quad \dots\dots(5)$$

次にリボイラへ供給する抽気エンタルピをh_{ec}，リボイラドレンのエンタルピをh_{fc}，リボイラ必要熱量をQ_C，タービン抽気量をm_cとすると，

$$m_c = \frac{Q_C}{(h_{ec} - h_{fc})} \quad \dots\dots(6)$$

となる。m_cの抽気を行うことによる発電出力低下は，低圧タービン出口蒸気のエンタルピをh_D，発電機効率をη_Gとすると，

$$P_S = \frac{m_c \cdot (h_{ec} - h_D) \cdot \eta_G}{860} \quad \dots\dots(7)$$

となる。次に，リボイラ出口の復水を発電サイ

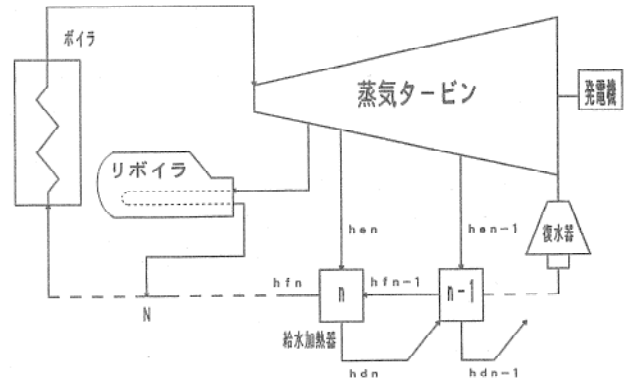


図7 リボイラを組込んだ再生サイクル

クルへ回収することによる出力回復量P_Rを求める。まず，図7に示すような，簡単化した再生サイクルをモデルに設定する。ここで，n番目の給水加熱器加熱用抽気エンタルピをh_{en}，給水加熱器加熱用抽気凝縮水（以下給水ヒータドレンと言う）のエンタルピをh_{dn}，給水加熱器入口給水エンタルピをh_{fn-1}，給水加熱器出口給水エンタルピをh_{fn}とする。次に，リボイラドレンを図7に示すように給水系のN点で回収すると仮定すると，CO₂回収システムのない場合に比べてN点より上流で復水器までの間にある給水加熱器をバイパスしたことになるので，各給水加熱器でm_cの給水を加熱するための抽気量が減少する。これをg_nとすると，

$$g_n = m_c \cdot \frac{(h_{fn} - h_{fn-1})}{(h_{en} - h_{dn})} \quad \dots\dots(8)$$

となる。また，抽気量減少による出力回復量P_nは次式で表わされる。

$$P_n = \frac{g_n \cdot (h_{en} - h_D) \cdot \eta_G}{860} \quad \dots\dots(9)$$

式(8)と式(9)をまとめると

$$P_n = m_c \cdot \eta_G \cdot \frac{(h_{fn} - h_{fn-1}) \cdot (h_{en} - h_D)}{860 \cdot (h_{en} - h_{dn})} \quad \dots(10)$$

となる。P_Rは第1から第N給水加熱器に於ける各P_nの合計となる。しかしながら，実際のタービンサイクルの計算では，タービン出力が変化することに伴う各抽気エンタルピ変化による，各給水加熱器加熱用抽気量の変化を見込む必要があり，P_Lを求めるためには，タービン

表2 蒸気供給方法別のCO₂回収システムを組込んだ発電システムの出力低下量および送電端熱効率試算
(発電端出力 60万KW天然ガス従来型発電システム)

	CO ₂ 回収なし	CO ₂ 回収システム組込み	
		専用ボイラ	タービン抽気
出力低下量合計	18,000kW	163,590kW	85,060kW
(1) 蒸気タービン出力低下	—	140,260kW ²⁾	58,110kW
(2) CO ₂ 回収プラント補機動力 ¹⁾	—	8,950kW	8,950kW
(3) 発電プラント所内動力	18,000kW	14,380kW	18,000kW
送電端熱効率	39.1%	29.3%	34.6%

1) CO₂液化含まず.

2) 専用ボイラのボイラ効率は75%とした.

の設計データを用い、計算機による操返し・収束計算が必要となる。

4.3 CO₂回収システムを組込んだ発電プラント熱効率の評価

最後に、CO₂回収に伴う送電端熱効率の低下について述べる。CO₂回収システムを設置していないプラントの発電端出力をP、所内動力をP_H、送電端熱効率をη、ボイラ入熱量をQとし、またCO₂回収システムの動力をP_Cとし、CO₂回収統合システムの送電端熱効率をη'、所内動力をP'_Hとすると、η、η'はそれぞれ次式で表わされる。

$$\eta = \frac{860P}{Q} \left(1 - \frac{P_H}{P}\right) \quad \dots\dots(11)$$

$$\eta' = \frac{860(P - P_L)}{Q} \left(1 - \frac{P'_H + P_C}{P - P_L}\right) \quad \dots\dots(12)$$

式(11)と(12)から、送電端熱効率の低下量は、次式で表わされる。

$$\eta - \eta' = \frac{860(P_L + P_C + P_H - P'_H)}{Q} \quad \dots(13)$$

以上の(6)式から(12)式を用い、CO₂回収システムを組込んだ発電統合システムについて、蒸気供給方法の違いによるプラント出力の低下、各々の方法による送電端熱効率の算定結果を表2に示す。モデルは、出力60万kWの天然ガス焚ボイラでCO₂回収率は90%、CO₂1トン当り回収熱量0.90Gcalで算定したものである。この結果から、タービン抽気による蒸気供給方法は、専用ボイラ発生蒸気を供給する場合と比

べ、出力低下量は約52%であり、送電端熱効率の低下量は絶対値で5.3%小さいことがわかる。

5. おわりに

火力発電プラントからのCO₂回収について、化学吸収法を中心として概説した。当社は、平成3年4月から、南港発電所に実ガスを用いた化学吸収法CO₂回収パイロットプラント試験を行い、新溶媒によるCO₂回収エネルギー低減技術の開発を行って来た。これにより、筆者らはCO₂回収エネルギーの小さい溶媒の開発、低圧損型の充填剤の開発¹³⁾およびCO₂回収システムからのエネルギー回収の改良等により、出力低下量約59,000kW、送電端熱効率36.4%のCO₂回収統合システムが設計しうることを見出ししている。この結果については、別の機会があればご紹介したい。また平成7年度から国内電力会社がCO₂回収技術に関する共同研究を実施することとなり、実用技術としての益々の発展が期待される場所である。

最後に本欄への執筆の機会を与えて下さった大阪大学工学部応用精密化学科教授馬場章夫先生に深く感謝致します。

参 考 文 献

- 1) A. L. Kohl & F. C. Riesenfeld ; Gas Purification, 4th Ed., Gulf Publishing Company (1985)
- 2) P. Riemer, IEA Greenhouse Gas R&D Programme ; "The capture of carbon

- dioxide from fossil fuel fired power stations”
- 3) 原谷賢治；化学工学会誌 57 (1993) 676
 - 4) P. V. Danckwerts, Chem. Engng Sci, 34 (1979) 443
 - 5) T. L. Danaldson & Y. N. Nguyen, Ind. Eng. Chem. Fundam., 19 (1980) 260
 - 6) G. Sartori & D. W. Savage, Ind. Eng. Chem. Fundam., 22 (1983) 239
 - 7) H. Bosch, G. F. Versteeg & W. P. M. Van Swaij, Chem. Engng. Sci. 45 (1990) 1167
 - 8) K. F. Butwell, et al. Hydrocarbon Processing, March (1982) 108
 - 9) S. A. Rushing, Power Engineering, April (1994) 46
 - 10) M. Steinberg, H. C. Cheng & F. Horn ; “A Systems Study for the Removal, Recovery and Disposal of Carbon Dioxide from Fossil Fuel Power Plants in the U. S.”, Brookhaven National Laboratory
 - 11) Suda T. et al., Energy Convers. Mgmt, 33 (1992) 317
 - 12) “Gas Process Handbook '90”, Hydrocarbon Processing, April (1990) 69
 - 13) Suda T. et al., The Proceedings of an International Symposium on CO₂ Chemistry, organized by the Swedish Chemical Society, September (1993), “Carbon Dioxide Chemistry ; Environmental Issues” (1994) 222

