モレタナ式吸収装置による NO_x , SO_x 同時除去法

1975年12月16日受理

日本揮発油(株) ガス化学
プロジェクト部 上ノ山 博
早川 健 一

1. はじめに

光化学スモッグの原因の一つといわれる窒素酸化物が、数年来大きな環境問題としてクローズアップし、その対応策として排煙脱硝技術の開発に今日最大限の努力が傾注されている。

窒素酸化物は、硫黄酸化物と比べて、きわめて反応性にとぼしく、特に排煙中の NO_x のような低濃度の場合には除去方法が技術的に不可能ではないにしろ、その処理を単独で行なう場合には多大の費用を必要とする。すなわち脱硫費としてかなりの支出を行なった上、さらに脱硝のために同等あるいは、それ以上の経済的支出を余儀なくされることは、非常に大きな困難を生み、あくまでも経済性を最重視した技術の開発が渴望されている。従って脱硫設備になんらかの脱硝機能を付加することにより同一設備で SO_x , NO_x を同時に除去することができれば、非常に理想的といえる。

このような観点から開発されたモレタナ吸収装置による SO_x , NO_x 同時除去法について以下に報告する。

2. 窒素酸化物の発生とその規制の現状

2.1 窒素酸化物の環境基準

公害対策基本法第9条に定められている環境基準は「人の健康の保護および生活環境の保全のために維持することが望ましい基準」であり、公害防止対策を進める行政上の目標でもある。このような思想の基に昭和48年5月に定められた環境基準には

- 1) 1時間値の1日平均値が0.02 ppm 以下であること
 2. 測定法はザルツマン試薬を用いる吸光光度法によること
- と定められている。

また環境基準を達成すべき期間としては5年以内、すなわち昭和52年度内に達成することとなっている。

ただし人工集中地域や大規模工業地帯では汚染が著しく進んでおり、これらの地域は例外的に8年以内に達成することとなっている。しかし8年地域においても昭和52年度中に中間目標として「環境基準を達成している日数が総日数の60%以上であること」を達成することとなっており、東京、大阪、名古屋など12地域がこの8年地域に定められている。これら環境基準達成のため、固定発生源に対する窒素酸化物排出基準が定められ、現状では個々の施設に関しては、2段燃焼、排ガス再循環などの燃焼法の改善、あるいは低 NO_x バーナーの使用による燃焼機構の改善などにより基準値の達成が可能といわれ、 NO_x の低減化はすでに数多く実現されている。

しかし我国の平地、特に工場地帯、人口密集地におけるエネルギー消費量はきわめて多く、全国228個所で測定した NO_x の汚染は予想外に大きく、環境基準を達成しているのはわずか4カ所であり、全国的に汚染の広がりがあることが分かっている。従って今後の排出規制の強化に対応すべく、脱硝技術の開発に、より一層の努力が必要とされている。

2.2 窒素酸化物の発生源

窒素酸化物は硫黄酸化物のように、発生源が限定されておらず、自然現象により発生する他、ボイラー、キルン、焼結炉、加熱炉などの固定発生源ばかりでなく、自動車、ジェット機、船舶などの移動発生源からも発生し、また硝酸プラントや銅、アルミ、ニッケルなどのメッキ工程からも発生する。

主な固定発生源からの窒素酸化物排出状況は、昭和47年においては表1のようである。主要発生源はボイラー、セメントキルン、鉄鋼焼結炉、コークス炉、金属加熱炉、石油加熱炉であり、ボイラーが全体の60～70%を占めている。

2.3 固定発生源からの窒素酸化物の排出規制

昭和48年に制定された固定発生源からの窒素酸化物

表 1 主な施設の NO_x 排出濃度

施 設	NO _x 濃度 ppm			施設数 (概数)
	最 小	最 大	平 均	
ボイラー (液体燃料)	92	600	280	77,440
〃 (気体燃料)	28	230	190	100
〃 (固体燃料)	270	1080	670	1,650
セメント焼成炉	140	1605	380	230
焼 結 炉	71	350	210	60
コ ー ク ス 炉	68	816	315	230
ガラス熔融炉	310	1400	1030	1,400
金属加熱炉	20	427	150	5,900
石油加熱炉	85	350	150	1,350
硝酸製造施設	170	2000	800	45

環境庁：窒素酸化物調査検討委員会報告による (昭和48年)

表 2 窒素酸化物の排出基準

旧基準：昭和48年制定

新基準：昭和50年制定

施設の種類	建 設 時 期	10 万 Nm ³ /hr 以上		10 万 Nm ³ /hr ~ 4 万 Nm ³ /hr		10 万 Nm ³ /hr ~ 1 万 Nm ³ /hr	
		(旧基準) (新基準)		(旧基準) (新基準)		(旧基準) (新基準)	
ガス専焼ボイラー	a. 50.12~		100		130		130
	b. 48. 8~50.12	130	130	130	130		150
	c. ~48. 8	170	130		130		150
石炭専焼ボイラー	a.		480		480		480
	b.	480	480	480	480		750
	c.	750	750				750
固体燃焼ボイラー	a.		480		480		480
	b.	480	480	480	480		600
	c.	600	600		600		600
原油・タール燃焼 ボイラー	a.		150		150		150
	b.	180	180	180	180		280
	c.	280	280		280		280
そ の 他 ボ イ ラ ー	a.		150		150		150
	b.	180	180	180	180		—
	c.	230	230		190 ^{a)}		—
金 属 加 熱 炉	a.		100		150 ^{b)}		150
	b.	200 ^{b)}	200 ^{b)}	200 ^{b)}	200 ^{b)}	200 ^{b)}	200 ^{b)}
	c.	220 ^{b)}	220 ^{b)}	220 ^{b)}	220 ^{b)}		200 ^{b)}
石 油 加 熱 炉	a.		100		100		150
	b.	170 ^{c)}	170 ^{c)}	170 ^{c)}	170 ^{c)}	170 ^{c)}	170 ^{c)}
	c.	210 ^{c)}	210 ^{c)}	210 ^{c)}	210 ^{c)}		180 ^{c)}
セメント焼成炉	a.		250		—		—
	b. c.						
コ ー ク ス 炉	a.		200		—		—
	b. c.						
硝酸製造施設	a.		200		200		200
	b. c.	200	200	200	200	200	200

a) 排煙脱硫装置を設置しているものを除く

b) 鍛接鋼管加熱炉を除く

c) エチレン分解炉とその独立加熱炉，メタノール改質炉，アンモニア改質炉を除く

排出の旧基準は表2に示す通りである。

旧基準ではボイラー、金属加熱炉、石油加熱炉および硝酸製造施設のみが規制の対象となっており、窒素酸化物は「有害物質」として扱われ、規制の方式は NO+NO₂ の濃度規制方式がとられている。

この排出規制は2段燃焼、排ガス再循環などの燃焼改善による方式を採用することにより、対策前の20～30%を削減することを期待して出された数値であるが、環境基準値への早期達成のためには、現排出量の50%程度の削減が必要ともいわれている。

最近発表された第2次規制は、新基準として第2表に示すように、従来対象となっていなかったコークス炉、セメント焼成炉、並びに 1 万 Nm³/hr 以上の中小ボイラーも対象に加えられている。特に新設の設備に対する基準値は大幅な強化がなされ、一部の施設は排煙脱硝や燃料の転換を必要とするまでに至っている。また SO₂ については認められていない地方自治

体の上乗せ基準が、窒素酸化物については認められており、川崎、千葉地区などではすでに実施されている。

3. 脱硝プロセスの分類

燃焼により発生する窒素酸化物は、大部分が NO であり、NO₂ は数%にすぎない。NO は反応性にとぼしく触媒を使用して Na に還元するか、酸化して NO₂ にした後、水溶液に吸収させるかまたは吸着剤による吸着法などにより処理するプロセスが種々開発されつつあるが、いずれの場合にも工業的大規模装置においては克服すべき問題が残されている。

以下に各種脱硝プロセスの簡単な分類をかかげる。

本稿において紹介するモレタナ吸収装置による SO_x, NO_x 同時除去法は、気相で NO を酸化し、液相で亜硫酸塩による還元を行なわせる湿式プロセスであり、現在4基の工業プラントがすでに稼動し、2基が目下建設中である。

脱硝プロセスの分類

4. モレタナ吸収装置

モレタナ塔とは図1のように、断面が円形または角形の塔内に多孔板棚を数段とりつけた空塔装置で、せきや溢流部や充填物がなく、構造が極めて簡単であることが特徴である。塔の上部には液滴分離器と液分配器が、塔の下部にはガス流が塔の断面にわたって均一な速度分布を保つように合理的に設計されたガス整流器がついている。

吸収液は液分配器から最上級の棚上に供給され、塔の下方から入ってきたガスと棚上で向流接触し、激しく混合する気液混合層を形成し、物質移動、熱移動が極めて迅速に行なわれる。液は棚の一部の孔から流下し、残りの孔をガスが通って上昇する。棚の開孔部をガスが上昇している場所では、気液層の高さが次第に高くなり、ある一定の高さに達すると、液の静水圧が下段のガス圧に打ち勝って液が流下するようになる。一方液が流下している場所では気液層の高さが次第に減少しある高さにまで下ると、下段のガス圧が気液層の液静水圧よりも大きくなるためガスが気液層を通過し始める。このように棚上で液の流下する場所とガスの上昇する場所が順次交代して、気液両相の接触が自動的に行なわれるのが特徴である。

従来の多孔板棚は、液漏れを無くすため、直径1～6 m/m の小さい穴が用いられ、棚の開孔比（塔断面積に対する全孔面積の比）も20%以下であり、ガスの空塔速度は1～2 m/sec が最も多く用いられている。また、棚段からのウィービングやエントレインメント

は段効率に対し最も大きく影響を与えるものとされ、これらをでき得る限り無くするように設計されており、また気液の接触時間を保持するため棚に、せきと溢流部を設け液が棚を水平方向に流れ、ガスが棚にかけられた穴を通過することによる十字流の気液混合層を形成するものが大多数をしめている。このような従来の多孔板の常識を打ちやぶり、穴径の拡大あるいは開孔比の大幅な拡大を行なった結果、従来には見られなかった気液の流動特性や物質移動特性が見出された。

この種の研究は戦後のソ連の報告に多数見られるが元静岡大学内山教授により、開孔比30～60%、ガス空塔速度3 m/sec 以上の条件の研究により、今日の排脱用モレタナ吸収装置の基本が固められた。モレタナと従来の棚段との比較は通過ガス量とその圧損の関係においてまず明らかにされる。これを図2に示す。

図2において、曲線（イ）は従来の多孔板または格子状板塔を示し、曲線（ロ）はモレタナ塔を示す。モレタナ塔、すなわち曲線（ロ）においては、ガス空塔速度 U_g の点 A から棚上に液層が保持され、空塔速度 U_g の増大と共に、緩やかに圧力損失 ΔP が増加して B 点に達する。従来の多孔板はこれ以上 U_g を増すと溢流現象を起こすが、モレタナ塔では AB 間に比べやや高い圧力損失の増加率を示しながら、C 点に達し以後急速に圧力損失が増大し溢流する。

実際の設計においては、開孔率、液ガス比および流動特性を考慮し、物質移動効率を満足する範囲におい

図1 モレタナ塔の構造

図2 モレタナ圧損とガス空塔速度

て、圧力損失を押さえかつ U_0 をできるだけ高くとれるようにモレタナの形状を決定している。この結果排煙脱硫装置の場合には開孔率30~40%、塔内空塔速度4.5~5 m/sec が可能となり、吸収装置は非常にコンパクトとなり同じ空塔容積で他の装置の2~7倍のガス量进行处理することができる点で画期的である。

モレタナ吸収装置はこのような流動特性を持つばかりでなく、気液混合特性においても著しい特徴を有し、排煙脱硫装置の場合 Na 系あるいは Ca 系の吸収液を使用し、99%以上の脱硫率が確実であり、ほとんど100%近く吸収することが実際の装置でしばしば見られている。特に大型気液接触装置の場合には、気液の均一分散が設計上の最大のポイントとなるが、モレ

タナ自体が通過流体に対し整流機能を持っているため、複雑な構造の分配器などは一切不要である。

脱硫吸収剤に Ca 系スラリーを使用した場合、塔内での Ca 塩の付着、堆積、あるいは閉塞などの現象が起こり、安定運転を阻害することがしばしばあるといわれているが、モレタナ吸収装置を使用した場合には、前述のごとく塔内での激しい混合作用により自から「自洗効果」を生ずるためスラリーによるトラブルは全く見られない。

表3にモレタナ吸収装置を使用した排煙脱硫装置と他の方法との比較を示す。

5. SO_x , NO_x 同時除去

モレタナ吸収装置を用いた SO_x , NO_x の同時除去

表 3 モレタナ塔と他の排煙脱硫装置との比較

		モレタナ 3 段	モレタナ 4 段	他 装 置 充 填 塔	モレタナ 4 段	モレタナ 4 段	他 装 置 (ベンチ ュリー)	他 装 置 (充填塔)
排 煙 量	Nm ³ /Hr	300,000	→	→	200,000	→	→	→
ガ ス 温 度	℃	60	60	30	60	60	60	60
ガ ス 空 度	m/sec	3.48	4.79	1.30	3.5	4.8	5.4(上部) 1.8(下部)	1.5
圧 損	mmAq	80~100	132~160	70~100	130~140	132~160	90~150	80~166
塔 径	m	6.1	5.2	9.5	5.0	4.3	4.0(上部) 6.9(下部)	7.6
高 さ	m	9.8	8.9	20	8.8	8.1	22.4	20
装置 1 m ³ あ たりのガス量	Nm ³ /m ³ hr	854	1143	212	959	1283	422	220
吸 収 率	%	95~99	99.5以上	90~97	99.5以上	99.5以上	98~99	99.5以上
吸 収 液		NaCO ₃ Ca(OH) ₂	→	希硫酸	Ca(OH) ₂	→	NaOH	→
液 ガ ス 比	l/Nm ³	0.5~4.5	0.5~4.5	40~50	0.5~4.5	0.5~4.5	10~20	10~20

		モレタナ 3 段	他 装 置 (球 流 層)	他 装 置 (格子組 充填塔)	モレタナ 4 段	他 装 置 (球 流 層)	他 装 置 (ベンチ ュリー)
排 煙 量	Nm ³ /Hr	90,000	→	→	10,000	→	→
ガ ス 温 度	℃	60	60	60	60	60	60
ガ ス 空 度	m/sec	3.4	3.8	0.9	4.8	3.0	5.6(上部) 1.0(下部)
圧 損	mmAq	120~150	200	42	132~160	200	140~160
塔 径	m	3.1	3.0	6.5	0.95	1.20	1.6(上部) 2.2(下部)
高 さ	m	7.5	14.5	8.0	4.9	8.6	4.1
装置 1 m ³ あ たりのガス量	Nm ³ /m ³ hr	1002	878	339	2480	1055	1264
吸 収 率	%	99.5以上	90~95	97~98	99.5以上	95~98	95
吸 収 液		Ca(OH) ₂	→	→	Na ₂ CO ₃	NaOH	NaOH
液 ガ ス 比	l/Nm ³	0.5~4.5	5~10	10~30	0.5~4.5	5~10	10~20

プロセスは、昭和48年より富士化水工業（株）と住友金属工業（株）により開発された気相酸化、湿式還元プロセスである。酸化剤には二酸化塩素（ClO₂）またはオゾン（O₃）を使い、還元剤には脱硫反応生成物である亜硫酸塩を使用する。脱硫率は99%以上、脱硝率は90%以上を示すことが実装置の運転データにより明らかとなっている。

以下順を追って内容を説明する。

5.1 主反応式

処理対象ガスがボイラー排ガスのような燃焼系の排ガスの場合、これに含まれる窒素酸化物はほとんどが NO であり、これを酸化剤により NO₂ とする酸化反応から脱硝工程が始まる。従って本プロセスを構成する主化学反応工程は、酸化剤発生工程と NO の酸化工程、および吸収同時除去工程に分けられる。

以下に各々の工程における化学反応式を記す。

1) 酸化剤発生工程

酸化剤発生には上式のように塩素酸ソーダと亜硫酸ガスを硫酸酸性下で反応させる新マチソン方式を採用している。

2) NO 酸化工程

ボイラー排煙中の NO_x のように 200~400 ppm 程度の濃度で、しかもその主体が NO である場合、NO を酸化して NO₂ にすることが脱硝反応として最も効果的であり、またこの酸化反応には酸化剤を用いる必要があり、上述の反応を主としたプロセスを工業化した。

酸化剤としては ClO₂ を使用する他、O₃ の使用も可能であり、オゾンの大容量発生設備の運転費を含むコスト比較を行なって酸化剤を選定している。

酸化剤に ClO₂ を用いた場合の酸化速度は、本プロセスの性能を左右する最大の要因でもあり、この効果は図3の NO の空気酸化速度および図4の NO-ClO₂ 接触時間と酸化率に示す通りである。

ClO₂ の NO に対する酸化能力は、高濃度の SO₂ ガスの存在下においても、添加量は反応式通りで NO のほぼ1/2当量で済み、しかも反応接触時間は0.3秒以内で NO_x をほぼ100% 酸化する。

ClO₂ 添加量と NO の酸化率の関係は図5に示す。

3) 吸収同時除去工程

図3 NO の空気酸化速度

図4 NO-ClO₂ 接触時間と酸化率

図5 ClO₂ 添加量と NO 酸化率と NO NO_x 除去率

酸化剤により酸化された NO_2 は、脱硫生成物である Na_2SO_3 により還元される。

5.2 プロセスフロー

基本的フローは図 6 に示すように、既存脱硫プロセスに酸化剤発生設備を付加することで、脱硝反応を行なわせることができる。

NO の酸化反応は、0.3 秒というきわめて短い滞留時間を与えるだけで完結するため、図に示すごとく冷却除じん塔とモレタナ吸収塔とを接続する煙道に酸化剤を注入すれば反応は完結する。

本プロセスの特徴として以下の諸点が上げられる。

- 1) 吸収塔がきわめて小型であり、大型ボイラなど大容量の排ガス処理を行なう場合、例えば 100 万 Nm^3/hr で直径 10 m であり、所要敷地面積が非常に少ない。
- 2) 吸収液量と処理排ガス量の比 L/G が小さく動力費が削減される。
- 3) 脱硫率 99% 以上、脱硝率 90% 以上の高除去率の達成が容易である。
- 4) プロセスが簡単であり、既設の脱硫設備の簡単な改造で脱硝も可能となり、建設費が安い。
- 5) 負荷変動に対し追従性が良く、複雑な計装シ

図 6 モレタナ排煙脱硫脱硝同時処理プロセスフロー

表 4 モレタナ脱硫脱硝設備および運転実績

		A	B	C
設 置 場 所		住友金属・ 鋼管製造所 (尼崎)	住友金属・ 製 造 所 (大阪)	東 伸 製 鋼 (姫路)
対 象		ボ イ ラ ー	ボ イ ラ ー	金 属 加 熱 炉
入 口 ガ ス	ガ ス 量 Nm^3/hr	10,000~62,000	39,000	100,150
	SO_x ppm	1,400	800	300~1,150
	NO_x ppm	~250	~200	100~200
	O_x %	3~4	3~4	5~7
出 口	温 度 %	150~230	100~200	350~640
	SO_x ppm	~10	3~6	5~10
	NO_x ppm	20~30	15~20	5~25
	温 度 $^{\circ}\text{C}$	50~60	50~60	70~75
酸 化 剤		ClO_2 0.5 t/d	ClO_2 0.2 t/d	ClO_2 0.5 t/d
廃 液 処 理		SS, PH, COD 調整後 放流		
設 置 年 月		48年12月	49年12月	50年 1 月

表 5 各種同時除去プロセス

No.	プロセス名	主 反 応 式	除 去 率	
			脱 硫	脱 硝
1	二酸化塩素～ (オゾン) 苛性(亜硫酸)法	$2\text{NO} + \text{ClO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_2 + \text{HNO}_3 + \text{HCl}$	99.5%	95%
		$(\text{NO} + \text{O}_3 \rightarrow \text{NO}_2 + \text{O}_2)$		
		$\text{SO}_2 + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O}$		
		$\text{NO}_2 + 2\text{Na}_2\text{SO}_3 \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + 2\text{Na}_2\text{SO}_4$		
2	二酸化塩素～ (オゾン) アンモニア法	$2\text{NO} + \text{ClO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_2 + \text{HNO}_3 + \text{HCl}$	99.5%	95%
		$(\text{NO} + \text{O}_3 \rightarrow \text{NO}_2 + \text{O}_2)$		
		$\text{SO}_2 + 2\text{NH}_4\text{OH} \rightarrow (\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O}$		
		$\text{NO}_2 + 2(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + 2(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$		
3	二酸化塩素～ (オゾン) 石灰法	$2\text{NO} + \text{ClO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_2 + \text{HNO}_3 + \text{HCl}$	99.5%	90%
		$(\text{NO} + \text{O}_3 \rightarrow \text{NO}_2 + \text{O}_2)$		
		$\text{SO}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow \text{CaSO}_3 + \text{H}_2\text{O}$		
		$\text{NO}_2 + 2\text{CaSO}_3 \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + 2\text{CaSO}_4$		

(注) 上表以外に、過酸化水素、亜硫酸ソーダ、次亜硫酸ソーダ、炭酸ソーダ、硫化水素、尿素を用いるプロセスも開発している。

テムは不要である。

5.3 実装置運転状況

現在運転中の設備は表4の通りである。

この例は NO_x の還元で脱硫生成物である Na₂SO₃ を使用した場合であるが、例Aの場合にはボイラー重油に2.6%のS分を含むため、排ガス中の SO_x と NO_x の比率がうまくバランスし、外部から Na₂SO₃ を補給する必要は全くない。また重油中のS分が2%以上あれば脱硝に必要な Na₂SO₃ は自給できる。

6. 今後の課題

硫黄酸化物、窒素酸化物の除去法については乾式脱硝法と湿式脱硫法の組合せも検討されつつあるが、この場合の大きな問題は脱硝反応と脱硫吸収反応の温度レベルの差による多大なエネルギーのロスである。冒頭に述べたように脱硝を行なうことによる高額の経済的支出は最早許容されるものではなく、最低コストによる脱硝プロセスの開発が必要であり、湿式脱硫を行なう場合には同時除去による脱硝が最も理想的であるともいえよう。5項の説明はNa系吸収剤の使用を例としているが、Ca系吸収剤あるいはアンモニア使用の場合においても表5に示す結果が得られている。い

ずれも湿式脱硫設備に酸化剤発生装置を付加するだけでよく、低処理コストの脱硝が期待される。

今後は特に安価なCa系吸収剤を使用した同時除去法におけるプロセスの簡略化を計ると同時に、排水中の窒素規制対策も検討中である。

文 献

- 1) 内山 久, 「漏れ棚塔によるガス吸収の原理と応用」, 化学工場 vol. 18, No. 4, p. 38 (1974)
- 2) 大島, 高崎, 「富士化水の湿式脱硝法」熱管理と公害, vol. 27, No. 2, p. 37 (1975)
- 3) 曾我部捷注, 「窒素酸化物の排出規制について」, 石油と石油化学 vol. 19, No. 9, p. 73 (1975)
- 4) 茨木英治, 「湿式脱硫・脱硝装置の現状と問題点」, 石油と石油化学, vol. 19, No. 9, p. 69 (1975)
- 5) 上ノ山 博, 「モレタナ吸収装置による NO_x, SO_x 同時除去」, 燃料協会, NO_x に関するパネルディスカッション要旨 昭和50年11月
- 6) 安藤淳平, 「脱硫・脱硝の問題点と進むべき方向」 MOL, p. 25, 昭和50年12月

Simultaneous Elimination of NO_x and SO_x Using MORETANA Absorber

by Hiroshi Uenoyama and Kenichi Hayakawa

(Japan Gasoline Co. Ltd.)

SYNOPSIS:—The MORETANA absorber is equipped with perforated trays of extremely simple construction for bringing liquid and gas into vigorous contact with each other.

The perforated trays in the MORETANA absorber have been designed with optimum hole openings, hole size and liquid-gas ratio. As the liquid-gas flow conditions in the MORETANA absorber are distinctly different from those of conventional absorbers, the gas space velocity is 4.5 to 5 m/sec and the mass transfer efficiency is of a very high order. The MORETANA absorber thus enables the treatment of 2 to 7 times more gas than conventional absorbers.

Especially when used in flue gas desulfurization units, the MORETANA absorber ensures a 95 to 99 % SO_x elimination rate, even with absorbents such as NaOH and lime. Besides, the MORETANA absorber is not prone to scaling or clogging of solid-sowing to the “self-induced washing effect” provided by the vigorous mixing of gas and liquid though such phenomena are often found in conventional absorbers using slurry fluid.

Using a MORETANA absorber having the above performance, more than 90 % of NO_x is also eliminated simultaneously.

In the the MORETANA process, NO is oxidized by means of ClO_2 or O_3 (converted to NO_2) and recovered very effectively as N_2 by means of sulfite generated through desulfurization reaction.

.....

As actual cases of application of the MORETANA process, four (4) industrial plants are performing satisfactorily and two (2) plants are now under construction.