

京都大学工学部 (正員) 高松武一郎 (正員) 内藤正明
(学生員) 塩谷 隆男

§1. 緒言

高圧液相酸化法は、高温、高圧のもとで液相の水の存在の下において汚泥中の有機物を燃焼させる方法であり、水処理プロセスの汚泥処理法として、反なが自己熱交換型であるという特徴の故に、将来有力な方法であろう。しかしながら、このプロセスに対する工学的データと、その探究は実用に供せられるに十分なほどは整っていない。そこで我々はこの高圧液相酸化処理プロセスの最適設計の一段階としてその定式化と、それに基づく操作費用最少なるような操作条件とその安定性について考察し、現在用いられている、いわゆるジニーマン・プロセスと比較した。

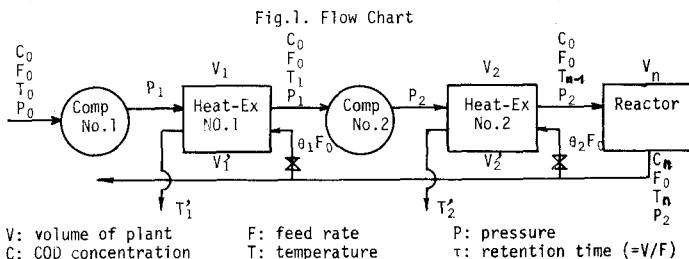
§2. 現プロセスの解析

原料を熱交換器に入れる以前で高圧にするのが現在用いられている操作のタイプである。図-1 にそのフローシートを示す。但し、現プロセスでは、 $P_1 = P_2$ コンプレッサー No.2 が存在しない。

反応速度：反応塔内における酸化の速度式は燃焼の反応次数が1次であるとし、COD濃度をベースにとれば、或る温度における経時変化に対する転化率は、ある値に漸近すると考えられる。何故ならモデル的にはCOD物質(CODを示す物質をいふ)は種々雑多であり、温度によって、それらのCOD物質のうち燃焼可能な物質の種が決つてくると考えられるからである。又酸化の程度によることも考えられる。その結果反応速度式

は

$$r(C_{n-1}, T_n) = \frac{k_0 \exp(-E/R(T_n + 273))}{1 + T_n k_0 \exp(-E/R(T_n + 273))} \times G(T_n) \cdot C_{n-1} \dots \dots \dots (1)$$



但し、 $G(T_n)$ はある温度 T_n における最適な転化率を表し

その他の記号は図-1 に示すとうりである。

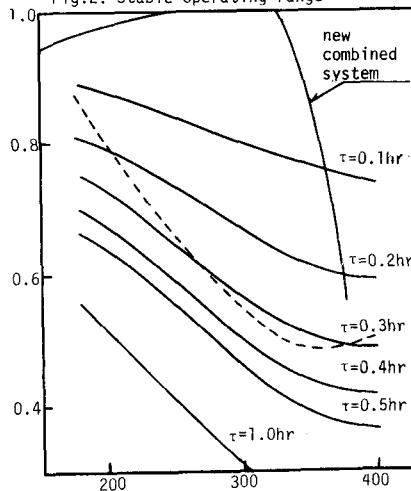
この速度式と、或る温度、圧力における水蒸気と乾燥空気量の比： $f_n(T_n, P_n)$ から反応塔出口流体の温度 T_n は次式を満足せねばならないとわかる。

$$r(C_{n-1}, T_n) T_n \{ \Delta T_{ad} / C_p - r(T_n) f_n(T_n, P_n) \pi \} = T_n - T_{n-1} \dots (2)$$

但し、 $r(T_n)$ は蒸発潜熱、 π は単位 COD 当り必要空気量である。

安定操作範囲：反応塔から持出される熱量を Q 、反応塔内で発生する熱量 q とすれば、 $\frac{dQ}{dT_n} \geq \frac{dq}{dT_n}$ が、その操作が安定操作点である条件であり、これから安定操作範囲を T_n と C_n で表せば次式のようになる。但し $G(T_n) = \gamma T_n + \gamma_0$ とした。

Fig.2. Stable operating range



この条件を満足するような操作条件が存在するならば、その操作点は安定である。これをプロットしたのが図-2である。このうち実線は式(5)を示し、点線は T_n をばうメーターとして T_n と $\%C$ をプロットしたものである。尚、下に述べる新プロセスについての安定操作範囲も同時に示した。

この安定操作範囲は反応器にかかわる変数 T_n と $\%C$ のみで表わされるから、反応塔の数、タイプ如何にかかわらない。従ってこの範囲内に操作条件が存在するならば、それは安定操作点といえる。

操作費用を最小にする操作条件； 熱交換器のタイプ如何にかかわらず、熱交換の熱バランスは、

$$\theta_1 T_1' + \theta_2 T_2' = T_{out} (\theta_1 + \theta_2) - T_{n-1} + T_0 \quad \dots (4)$$

である。但し、 T_{out} は反応塔出口流体のもつ熱量が熱交換にあずかると考えて、それを温度に換算したものである。一方、操作費用 F_T はこれを熱量(Kcal)単位で評価すれば

$$F_T = \gamma_1 F_1 (\theta_1 T_1' + \theta_2 T_2') + \gamma_2 (1 - \theta_1 - \theta_2) F_1 T_{out} - \gamma_3 F_0 (P_2 - P_0) \quad \dots (5)$$

但し、 γ は kg-m のKcalへの換算係数で $\gamma_1, \gamma_2, \gamma_3$ は、流体のもつ温度が 0° とまで降下されたとき放出される熱量に対して回収される熱量の割合を示すものとする。

式(5)の関係より、操作費用を最小にする最適操作条件は、

$\theta_1 + \theta_2 < 1$ とおくとこの時操作費用は一定である。

§3. 新プロセスの提言

操作費用を最小にする操作条件； 一般的に図-1にて

P_1 と P_2 の場合、つまり熱交換器で一部相変化がおこることが考えられる場合、現プロセスありの熱量(Kcal)単位で評価する操作費用が安くなる可能性がある。こういう状態での最適操作条件はどうなるかを調べると、 $P_1 = 1.013\%$ (大気圧)、 $\theta_1 = 1.0$ 、なる条件が熱量単位で評価する時の最適操作条件である。又、 γ_2 と F_T の関係を現プロセスと新結合タイプのものと比較したのが図-3である。

安定操作範囲； 熱交換器が集中定数系であり、一般の場合、Hurwitzの安定判別法により、パラメータに通常考えられる値を代入した数値計算の結果を図-2に示す。これに現プロセスの安定範囲と比較すると新プロセスの方が通常考えられる T_n に対して広い安定範囲をもつことがわかる。又、§2で

$$I = \frac{dQ}{dT_n} - \frac{dT_n}{dQ}$$

と表わすとき、 I に対する熱交換器での相変化は、その値を大きくせしめるような効果があり、システムの安定性に良い影響を与えることが予想される。何故ならこの I -値は直観的には、システムインフントに変動が起きたときのその変動が静定する速さに関係するもので、所謂動的安定性を示すとも考えられるからである。

§4. 結語

以上の考察の結果、ある条件の下では新結合タイプの方が現在用いられようとしているプロセスよりも経済的であると考えられる。即ち、 γ_2, γ_3 の値がかなり高い値を必要とするので、それが得られるかどうかは別問題となり、又、疑問である。ここでは、絶体的な値そのものよりも、システムデザインの方法を湿式酸化汚泥処理プロセスに導入したことに意義があろう。

Fig.3. Comparison of present process with new one in their operating cost

