



# 直流法克劳斯反应炉 计算的探讨

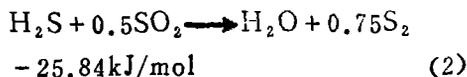
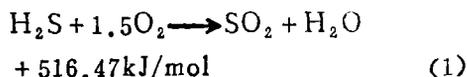
雷秉义 关昌伦

(石油部四川石油勘察设计院)

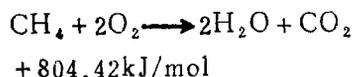
**内容提要** 本文针对以往设计直流法克劳斯反应炉计算较粗略的情况,提出了用拟牛顿法求解关联化学平衡、物料平衡和热平衡的非线性方程组的计算方法。文中列有计算实例及对有关问题的分析和讨论。

## 前 言

直流法克劳斯硫回收装置反应炉内化学反应极其复杂,进行工艺计算必须关联化学平衡、物料平衡和热平衡的计算,才能获得较精确的结果。迄今为止,通常设计计算都作了若干简化,不仅未涉及化学平衡计算,而且忽略了一些重要的副反应,因而算出的反应炉出口气体(下称过程气)组分数较少,计算不严谨,结果粗略。在进行物料和热量衡算时所涉及的化学反应为:



当入炉酸气中含有烃类时,均折合为甲烷,按完全燃烧反应计算:



据以上反应,所需要的氧量为酸气中 $\text{H}_2\text{S}$ 量的 $\frac{1}{2}$ 与 $\text{CH}_4$ 量2倍之和,从而确定反应空气的数量。

计算时依据经验,人为定出反应炉内 $\text{H}_2\text{S}$ 转化为元素硫的转化率,经物料衡算定出过程气组成,经热量衡算定出过程气温度。

按上述简化计算,过程气只有6种组分,即 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{SO}_2$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{S}_2$ 和 $\text{N}_2$ 。

由已运行的工业装置的操作数据知,过程气中除上述6种组分外,还有 $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{COS}$ 和 $\text{CS}_2$ 4种组分。在过程气中按体积计 $\text{H}_2$ 和 $\text{CO}$ 占1~2%, $\text{COS}$ 约占0.5%, $\text{CS}_2$ 则在0.2%以内。当处理含氨酸气时,过程气中还有 $\text{NH}_3$ 及其氧化产物 $\text{NO}$ 组分。过程气中 $\text{COS}$ 和 $\text{CS}_2$ 的存在对硫回收装置 $\text{H}_2\text{S}$ 转化为元素硫的转化率及下游尾气处理装置的设计都有一定的影响,当尾气处理装置采用SCOT和Beavon之类的还原吸收法时,确切了解过程气中还原性组分 $\text{H}_2$ 和 $\text{CO}$ 的含量就更有重要的意义。

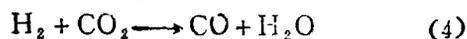
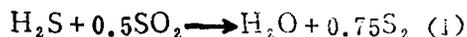
要确切计算出上述所有组分在过程气中的含量,则要解一个包括非线性方程在内的方程组。显然,用手工计算是困难的,目前可用计算机完成这一工作。笔者为此进行了以下探讨。

## 数学模型的建立

### 1. 化学平衡计算

研究表明,反应炉内所进行的化学反应多达30余个。在计算化学平衡时文献[1]共

列出了9个反应,在反应炉通常的温度下这些反应的平衡常数如下:



温度在1000℃和1300℃时的平衡常数 $K_p$ 值\*

表1

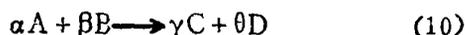
反应式 编号	1	2	3	4	5	6	7	8	9
温度℃									
1000	3.320	3.853 $\times 10^{-3}$	1.764 $\times 10^{-1}$	1.729	1.449 $\times 10^{17}$	7.840 $\times 10^{-7}$	5.338 $\times 10^5$	1.211 $\times 10^{-9}$	4.048 $\times 10^{-4}$
1300	6.689	7.471 $\times 10^{-3}$	3.009 $\times 10^{-1}$	3.012	1.205 $\times 10^{13}$	4.245 $\times 10^{-8}$	1.846 $\times 10^6$	6.850 $\times 10^{-10}$	2.717 $\times 10^{-6}$

\* 反应式1~4各种温度下的平衡常数数值及有关说明见表2。

本表分压单位为标准大气压。

可见各反应在反应炉温度条件下的平衡常数存在着较大数量级的差异。在设计工业装置时,平衡常数特大的式5、7反应或平衡常数特小的式6、8、9反应可不予计算,近似认为反应炉内过程气中微量组分 $\text{O}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 、 $\text{S}_6$ 和 $\text{S}_8$ 等可忽略不计;式1~4则是在化学平衡计算时应考虑的反应,应逐一计算。按式1~4计算时,过程气的组分除包括简化计算的6种组分之外,还有 $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{COS}$ 和 $\text{CS}_2$ 4种组分,这与生产装置的实际情况及文献[1]所列计算图中的组分是一致的。

由于反应炉内温度甚高,计算时按各反应均达到了化学平衡。以如下反应式为例:



达到平衡时

$$K_p = P_C^\gamma P_D^\theta / P_A^\alpha P_B^\beta \quad (11)$$

$$\text{即 } P_C^\gamma P_D^\theta - K_p P_A^\alpha P_B^\beta = 0 \quad (12)$$

式中  $P_A$ 、 $P_B$ 、 $P_C$ 、 $P_D$ ——分别为组分A、B、C、D在平衡系统中的分压

值(kPa);

$\alpha$ 、 $\beta$ 、 $\gamma$ 、 $\theta$ ——分别为反应式中A、B、C、D组分的系数;

$K_p$ ——以分压表示的化学平衡常数。

过程气中的 $\text{N}_2$ 系由空气带入,在化学平衡计算时,作联系组分处理。除 $\text{N}_2$ 以外的9种组分分压值是独立变量,将它们在系统中的分压值用 $X_i$ 表示; $P_{\text{H}_2\text{S}}$ —— $X_0$ ,  
 $P_{\text{SO}_2}$ —— $X_1$ ,  $P_{\text{CO}_2}$ —— $X_2$ ,  $P_{\text{H}_2\text{O}}$ —— $X_3$ ,  
 $P_{\text{S}_2}$ —— $X_4$ ,  $P_{\text{COS}}$ —— $X_5$ ,  $P_{\text{CS}_2}$ —— $X_6$ ,  
 $P_{\text{CO}}$ —— $X_7$ ,  $P_{\text{H}_2}$ —— $X_8$ 。将反应式1~4表示为式12的形式,其平衡常数 $K_p$ 值依次表示为 $K_1$ 、 $K_2$ 、 $K_3$ 和 $K_4$ ,由反应式1~4可得如下4个方程式:

$$X_3 X_4^{0.75} - K_1 X_0 X_1^{0.5} = 0 \quad (13)$$

$$X_6 X_3 - K_2 X_0 X_5 = 0 \quad (14)$$

$$X_5 X_3 - K_3 X_0 X_2 = 0 \quad (15)$$

$$X_7 X_3 - K_4 X_2 X_2 = 0 \quad (16)$$

化学反应平衡常数是温度的函数,文献[1]所列出的各反应的 $K_p$ 值如表2。

化学反应的平衡常数值 $K_p$

表2

反应式	$\bullet\bullet\text{H}_2\text{S} + 0.5\text{SO}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{O} + 0.75\text{S}_2$	$\text{COS} + \text{H}_2\text{S} \longrightarrow \text{CS}_2 + \text{H}_2\text{O}$	$\text{H}_2\text{S} + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{COS} + \text{H}_2\text{O}$	$\text{H}_2 + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$
700	$3.150 \times 10^0$	$1.288 \times 10^{-3}$	$7.228 \times 10^{-2}$	$6.470 \times 10^{-1}$
800	$5.114 \times 10^0$	$1.991 \times 10^{-3}$	$1.031 \times 10^{-1}$	$9.461 \times 10^{-1}$
900	$7.595 \times 10^0$	$2.852 \times 10^{-3}$	$1.381 \times 10^{-1}$	$1.329 \times 10^0$
1000	$1.0533 \times 10^1$	$3.853 \times 10^{-3}$	$1.764 \times 10^{-1}$	$1.729 \times 10^0$
1100	$1.3842 \times 10^1$	$4.972 \times 10^{-3}$	$2.168 \times 10^{-1}$	$2.150 \times 10^0$
1200	$1.7434 \times 10^1$	$6.186 \times 10^{-3}$	$2.586 \times 10^{-1}$	$2.581 \times 10^0$
1300	$2.1222 \times 10^1$	$7.471 \times 10^{-3}$	$3.009 \times 10^{-1}$	$3.012 \times 10^0$

• 文献〔1〕所列各反应的 $K_p$ 值, 各组分的分压单位为atm, 表中已改为 $K_{p_i}$ 。因2、3、4式反应前后分子数的增值 $\Delta n = 0$ ,  $K_p$ 值无因次, 表中所列值同文献〔1〕; 反应式1中 $\Delta n = 0.25$ , 表中所列值为文献〔1〕对应值的3.173倍 ( $1 \text{ atm}^{0.25} = 3.173 K_{p_i}^{0.25}$ )。

•• 文献〔1〕为 $2\text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{O} + 1.5\text{S}_2$ , 与其给出的平衡常数值不符, 已按文献〔2〕改配了方程式的系数。

计算时将表2中 $K_p$ 值按以下指数方程回归:

$$K_p = A e^{-\frac{B}{T}} \quad (17)$$

式中 T——温度 K;  
A、B——回归系数, 反应式1~4的A、B值如表3。

反应式1~4的A、B值 表3

反应式编号	A	B
1	477.306	4871.353
2	0.130229	4487.446
3	3.06638	3641.786
4	37.2146	3925.633

用回归方程计算值与表2中的数值的平均相对误差为 $\pm 0.7\%$ 以内。

由于化学反应平衡常数是温度的函数, 前述过程气9种组分加上反应温度共10个独立变量, 要求解它们, 除了已建立的4个化学平衡方程外, 尚需建立氧、硫、氢、碳4种元素平衡、压力平衡和热量平衡等6个方程。

### 2. 物料平衡

入炉酸气及空气混合物各组分流率及符号如下:

组分分别为:  $\text{H}_2\text{S}$   $\text{CO}_2$   $\text{CH}_4$   $\text{H}_2\text{O}$   
 $\text{O}_2$   $\text{N}_2$ ;

分子流率(kmol/h)分别为: A B C D  
E F, 合计为N

各元素的原子流率(kmol/h)为:

氧  $\text{O}_2 = 2B + D + 2E$

硫  $\text{S}_2 = A$

氢  $\text{H}_2 = 2A + 4C + 2D$

碳  $\text{C}_2 = B + C$

以下计算过程气中各元素的原子流率，由于以过程气各组分的分压 $X_i$ 为自变量，作元素平衡时需作换算。因反应前后气体总的分子流率变化甚小，计算时过程气总分子流率按常数处理，等于入炉酸气与空气分子流率之和。已知系统总压为 $P_a$  (KPa)，设过程气组分 $i$ 的分子流率为 $n_i$  (kmol/h)，据理想气体道尔顿分压定律可得

$$X_i = \frac{n_i}{N} P_a, \quad \text{即 } n_i = X_i \frac{N}{P_a}.$$

过程气各组分分压及分子流率如下：

组分  $H_2S$   $SO_2$   $CO_2$   $H_2O$   $S_2$   
 $CO S$   $CS_2$   $CO$   $H_2$

分压 (KPa) 分别为： $X_0$   $X_1$   $X_2$   $X_3$   $X_4$

$X_5$   $X_6$   $X_7$   $X_8$

分子流率 (Kmol/h) 分别为： $\frac{X_0 N}{P_a}$   $\frac{X_1 N}{P_a}$   $\frac{X_2 N}{P_a}$

$\frac{X_3 N}{P_a}$   $\frac{X_4 N}{P_a}$   $\frac{X_5 N}{P_a}$   $\frac{X_6 N}{P_a}$

$\frac{X_7 N}{P_a}$   $\frac{X_8 N}{P_a}$

各元素的原子流率 (Kmol/h) 为：

氧  $(2X_1 + 2X_2 + X_3 + X_5 + X_7) N/P_a$

硫  $(X_0 + X_1 + 2X_4 + X_5 + 2X_6) N/P_a$

氢  $(2X_0 + 2X_3 + 2X_8) N/P_a$

碳  $(X_2 + X_5 + X_6 + X_7) N/P_a$

由此可得以下4个元素平衡方程

$$O_a P_a / N - 2X_1 - 2X_2 - X_3 - X_5 - X_7 = 0 \quad (18)$$

$$S_a P_a / N - X_0 - X_1 - 2X_4 - X_5 - 2X_6 = 0 \quad (19)$$

$$H_a P_a / N - 2X_0 - 2X_3 - 2X_8 = 0 \quad (20)$$

$$C_a P_a / N - X_2 - X_5 - X_6 - X_7 = 0 \quad (21)$$

### 3. 压力平衡

由理想气体道尔顿分压定律可得：

$$P_a - X_0 - X_1 - X_2 - X_3 - X_4 - X_5 - X_6 - X_7 - X_8 - P_a / N = 0 \quad (22)$$

式中各符号意义同前。

### 4. 热量平衡

作反应炉热量衡算时，用文献[1]所提供的已包括生成热在内的热焓值比较方便，计算时不必计算有关反应的反应热。可直接用入方气体总热焓值等于出方气体总热焓值与热损失之和列出方程：

$$(\sum n_i \Delta H_i)_i - (\sum n_i \Delta H_i)_o = Q_L \quad (23)$$

式中以等号左端括号外的下角标 $i$ 、 $o$ 分别表示入炉和出炉一方； $n_i$ 为组分 $i$ 的分子流率 (Kmol/h)，入方的 $n_i$ 值为已知，出方 $n_i = X_i N / P_a$ ， $\Delta H_i$ 为组分 $i$ 的热焓值 (kJ/Kmol)，见表4； $Q_L$ 为反应炉的热损失 (kJ/h)，由装置规模、酸气组成、反应炉内过程气停留时间、炉体结构情况及环境条件等多因素所决定，文献[1]作计算图时将入炉单位体积的酸气所折算的热损失取为常数 $209 \text{ kJ/m}^3$ 。

以上所建立的式13~16和式18~23等10个方程即构成需要求解的联立方程组。

### 5. 氧气需要量的确定

应当指出，计算时如何确定反应所需的氧量仍是一个问题。入炉空气中的氧气流率同过程气中各含氧组分的浓度是互相制约的，即式18中氧原子的流率 $O_a$ 值并非已知，因而要应用氧元素平衡方程式时，还需增加一个必要的条件，本文推荐以保持过程气中 $H_2S/SO_2$ 比值接近于2作为解方程组的限制条件。

入炉的 $H_2S$ 除进行克劳斯反应外，还有生成硫的化合价较低的诸如 $CO S$ 、 $CS_2$ 之类硫化物的副反应； $CH_4$ 也并非完全燃烧，生成物除 $CO_2$ 外还有 $CO$ 及 $CS_2$ 。因而实际需要的氧量比按前述简化计算所得值要略低一些。这与文献[1]提供的数据情况是一致的。计算时，按简化计算算出需要的氧量乘以一个略小于1的校正系数 $\alpha$ 即为实际

各组分的焓值  $\Delta H_i$  (kJ/kmol)

表 4

组 分	温度 $t$					
	700	800	900	1000	1100	1200
H <sub>2</sub> S	6389	10958	15661	20489	25418	30430
SO <sub>2</sub>	-264060	-258640	-253170	-247650	-239990	-236470
COS	-107220	-101530	-95780	-89989	-84144	-78274
CS <sub>2</sub>	154100	160000	165940	171900	177890	183890
S <sub>2</sub>	148870	152600	156400	160030	163750	167500
S <sub>8</sub>	177940	187660	197540	205300	217740	228070
S <sub>6</sub>	193730	206410	219300	232390	245680	259170
CO <sub>2</sub>	-361550	-356080	-350510	-344850	-339110	-333290
CO	-89734	-86404	-83015	-79584	-76111	-72613
H <sub>2</sub> O	-216830	-212680	-208420	-204060	-199600	-195040
H <sub>2</sub>	19874	22903	25970	29075	32220	35409
CH <sub>4</sub>	-38468	-31179	-23522	-15539	-7280	1200
N <sub>2</sub>	20581	23866	27209	30598	34024	37476
O <sub>2</sub>	21765	25263	28803	32380	35991	39627

• 计算时将表4中  $\Delta H_i$  值按多项式  $a_0 + a_1 t + a_2 t^2 + a_3 t^3 + a_4 t^4$  回归, 其误差甚微, 各组分的焓值回归系数从略, 所求得回归方程亦适用于求反应炉入方常温状态下气体组分的焓值, 与通常计算结果相符。

需要的氧量。由于反应炉后在催化反应器内继续进行克劳斯反应, 当忽略反应器内CO S等的水解反应, 实际生产时应控制炉出口过程气中H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub>之比值, 使其接近2。计算时, 氧气量校正系数 $\alpha$ 值的确定应满足此要求, 可能要经过数次调整才能确定 $\alpha$ 值。

### 计算方法及简略框图

计算步骤为, 首先由入炉的酸气组成和流量, 用简化计算算出反应所需的氧量, 设定一个氧量校正系数 $\alpha$ 初值, 根据空气的含水量计算出空气中各组分的流率, 从而求得气体总的分子流率N。在假定的反应温度t

的初值情况下算出有关反应的平衡常数K<sub>p</sub>, 求解由式13~16和式18~22等9个方程所组成的联立方程组, 算出过程气中各组分的分压值X<sub>i</sub>。再依据式23作热量平衡计算修正反应温度t, 依据算得的过程气中H<sub>2</sub>S与SO<sub>2</sub>的比值修正氧量校正系数 $\alpha$ , 如此反复计算, 即可得到计算的结果。

在解由式16~18和18~22所组成的非线性方程组时, 只能得到近似解, 而得不到解析解, 设一组各组分分压的初值X<sub>i</sub>, 代入各式可得自变量X<sub>i</sub>的9个函数Y<sub>i</sub>(i=1~9)。解方程组时, 可假定一个接近于零的精度值 $\epsilon$ , 当Y<sub>i</sub>< $\epsilon$ 时, 各变量X<sub>i</sub>的值即为所求的过程气各组分的分压值。

我们用BASIC语言在PC—1500机进行计算,在编制程序时利用了文献[3]提供的解非线性方程组的程序作为子程序,使用时并作了某些补充及调整。解非线性方程组用拟牛顿法,解线性方程组用主消元法(无回代过程)。有关解方程组的计算方法详见文献[3]和[4]。

## 计算实例

现以川东脱硫总厂引进装置1981年1月14~17日的平均操作数据为例用上述方法计算,并将计算结果与用文献<sup>[1]</sup>算图查得值进行比较。为此,使用了文献<sup>[1]</sup>算图的下述假定:入炉酸气含H<sub>2</sub>O为5.6%(分子),空气按干空气计算,取单位体积酸气折合热损失值为209kJ/m<sup>3</sup>。

入炉酸气组成:

组分分别为: H<sub>2</sub>S CO<sub>2</sub> CH<sub>4</sub> H<sub>2</sub>O;  
所占%别为: 81.229 10.462 2.709  
5.600 合计100.00

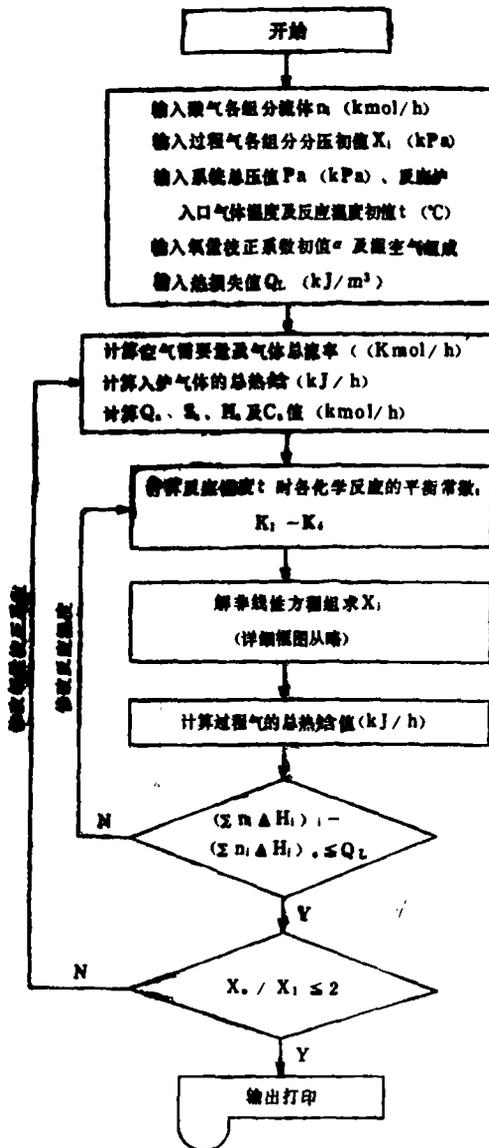
入炉酸气及空气温度为40℃,系统压力为151.2KPa(绝)。

计算结果如下表5、6。由于实测数据为一级硫冷凝出口处气体的分析值(干基),为与之比较,表中列出了以计算值中扣除水分和硫蒸汽的数据。

## 讨 论

1. 建立数学模型时,按反应炉内达到了化学平衡。文献<sup>[1]</sup>指出,只有将反应炉预燃室和反应室分开设计,并设计得合理,将燃烧器结构改善时,才能接近化学平衡。因而设计时计算所得的转化率略比实际值偏高,需稍许调整其后催化反应器内的转化率,使之与装置总转化率相适应。

2. 据文献<sup>[1]</sup>介绍,由于计算未考虑如:  
 $\text{CO}_2 + 1.5 \text{S}_2 \longrightarrow \text{CS}_2 + \text{SO}_2$  之类的生成CS<sub>2</sub>的副反应,通常实际生产装置所测得的CS<sub>2</sub>值较计算值约高出200倍。如计算实例川东脱硫总厂引进装置日方设计值CS<sub>2</sub>为0.06%(分子),按文献<sup>[1]</sup>说法将计算值扩大200倍时,则为0.054%(分子)(实测时分析不准)。按此调整,虽然对整个计算影响较小,不必反复调整计算,但为使



出炉过程气组成 (分子百分数)

表 5

项 目	组 分										
	H <sub>2</sub> S	SO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	S <sub>2</sub>	COS	CS <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	合计
文献〔1〕查得值	5.10	2.55	3.8	24	9.25	0.205	0.09	0.36	0.94	53.7	100.00
计算值	4.910	2.456	3.478	24.016	9.725	0.197	$2.7 \times 10^{-4}$	0.705	1.751	52.762	100.00
计算值扣除H <sub>2</sub> O及S <sub>2</sub> 值	7.410	3.707	5.249			0.297	$4.1 \times 10^{-4}$	1.062	2.643	79.630	100.00
冷1出口实测值	5.356	3.070	5.744			0.144	0	2.331	3.427	79.928	100.00

• 包括气体中少量氧气

表 6

	氧量校正系数	反应温度	H <sub>2</sub> S转化为元素硫的转化率
	$\alpha$	(°C)	(%)
文献〔1〕算图值	0.967	1200	69.71
计算值	0.9134	1240	72.00

• 实测反应炉温度为1250°C

物料平衡, 对反应炉出入方物料要稍作相应的调整。

3. 计算时, 过程气各组分组成的初值应选取得当, 否则解方程组时不会收敛。建议用文献〔1〕的算图值作初值。其中因CS<sub>2</sub>的算图值已是计算值扩大200倍后的数值, 故计算时初值取查图值的1/200。

4. 决定反应炉内H<sub>2</sub>S转化为元素硫的转化率的化学反应 $2H_2S + SO_2 \rightarrow 1.5S_2 + 2H_2O$ 为 $\Delta n > 0$ 的吸热反应, 文献〔1〕给出的算图系统压力定为101.3KPa, 实际生产装置系统压力高于此值, 故当反应温度相同时转化率的计算值比查图值要高些。如计算实例, 若算得的反应温度高于查图值, 则转化率的计算值比查图值更要高些。

5. 建立数学模型时, 假定反应炉前后气体总分子流率不变, 虽然这一假定对计算结果影响甚小, 但毕竟是本计算未解决的一个

问题。根据实际测算, 酸气中H<sub>2</sub>S浓度由低到高变化时, 气体总分子流率将增加1.4~1.7%, 如欲获得更精确的结果, 则需根据不同的酸气组成和转化率, 引入相应的修正系数, 用修正的过程气总分子流率进行计算。

6. 文献〔1〕提供的反应炉热损失数据209 kJ/m<sup>3</sup>, 对于酸气中H<sub>2</sub>S浓度低和高的装置, 此值分别相当于按简化计算反应炉内反应热的1.7%和1.1%左右。如前述, 单位体积酸气的热损失值除与酸气组成有关外, 尚需根据具体情况由炉体散热计算确定。

7. 文献〔1〕的算图假定酸气和空气的含水量、系统压力、热损失等都为常数值, 再加以作图时将CS<sub>2</sub>含量扩大了200倍左右, 故由该算图查得的数据只是概略值。设计时要根据查图值作较准确的物料平衡也有困难。本文推荐设计时用前述的计算方法。

#### 参 考 文 献

〔1〕 H·Fischer " Burner/finer box design improves sulfur recovery " Hydrocarbon Processing, Vol. 53, No. 10 1974, P. 125-130

〔2〕 曾亮泉、关昌伦 克劳斯硫回收工艺设计参考资料 (一) 《天然气与石油》1984年第2期

〔3〕 中国科学院数学研究所主编《BASIC语言常用算法程序汇编》中国铁道出版社 1984年

〔4〕 谢如彪、姜培庆编著《非线性数值分析》上海交通大学出版社 1984年

(本文收到日期 1986年5月16日)

65 Design Program of PC—1500 Microcomputer for Gas—Lift Water Withdrawal Technology in Gas Production

On the basis of perfecting gas-lift formula method design, this paper presents the design program worked out with PC—1500 computer for gas-lift water withdrawal technology in gas production. Through its application to the gas-lift procedure in Lu well No.3, it is proved that using this program to design and draw up gas production curves is convenient, quick and accurate, and the level of gas-lift water withdrawal technology in gas production will be raised.

*Zhang Zongfu, Yang Chuandong*

### STORAGE/TRANSPORTATION/ SURFACE CONSTRUCTION

69 Unsteady Flow in Gas Loop Networks

On the basis of the generalized equation of gas unsteady flow in complex pipelines and combining with the real conditions of production practice, this paper first puts forward the mathematical models of single loop network and two loop networks both in series and in parallel. After making a lot of mathematical calculations by use of the mathematical-physical method, the formulas describing the gas unsteady flow in various loop networks are obtained.

*Zeng Ziqiang*

83 Relationship and Difference between SYL04—83 and ISO 5167 in Flow Rate Calculation

This paper introduces the basis of working out the SYL04-83 "standard orifice plate measuring method of natural gas flow rate" and its main difference and relationship to the international standard ISO 5167. The problem of calculation of natural gas flow rate caused by using different standards in foreign trade are replied also.

*Huang Mingchang*

### GAS PROCESSING AND UTILIZATION

89 A Discussion on the Calculation of Flow—Through Method Claus Reaction Stove

In accordance with the calculation of designing flow-through method Claus reaction stove is rough before, this paper suggests a calculation method of solving the parallel nonlinear equations of connected chemical equilibrium, material balance and thermal equilibrium by use of quasi-Newton method. The calculation examples and the analysis as well as discussion of related problems are proposed in this paper also.

*Lei Bingyi, Guan Changlun*