

Turbulent Gas Jet 내에서의 유화동광물 미립자의 연소

손홍용·서경원*·한운봉**

유타대학교 금속공학과
*유타대학교 화학공학과
**(주)럭키금속 기술연구소
(1989년 4월 6일 접수, 1989년 8월 8일 채택)

The Combustion of Copper Sulfide Concentrate Particles in a Turbulent Gas Jet

H.Y. Sohn, K.W. Seo*, and Y.B. Hahn**

Dept. of Metallurgy and Metallurgical Engineering, University of Utah, Salt Lake City, Utah 84112, USA

**Dept. of Chemical Engineering, University of Utah*

***Research Center, Lucky Metals Corp., Seoul, Korea*

(Received 6 April 1989; accepted 8 August 1989)

요 약

구리의 건식제련법에 널리 이용되는 flash smelting의 모사를 위하여 Outokumpu 공정에 사용되고 있는 것과 같은 축대칭성 관형모델에 관한 수치모델을 개발하였다. 이 모델에서는 미세고체입자가 포함되는 난류유동학(turbulent fluid dynamics) 현상, 반응공학적 현상, 열·물질·운동량 전달현상 및 열역학적 평형관계, 화학공학적 현상들을 포함시켰다.

모델의 적합성을 검토하기 위하여 실험실규모의 용융로를 제작하여 용융로 내의 가스온도, 고체입자 중량의 잔류량, SO₂ 농도 및 고체입자수 평균분포 등을 측정후 실험값들을 수치모델의 모사치와 비교·검토하였으며, Outokumpu Pilot 실험치에 대해서도 동일조건에서의 모사치와 비교·검토하였다. 또한 이 모델을 바탕으로 Outokumpu의 상용로에서 일어나는 현상을 모사하여 해석하였다. 전반적으로 모델에 의한 모사치와 실험치들을 비교한 결과, 본 연구실의 수치모델은 상대적으로 타당성이 있으며 믿을 만한 결과를 보였다.

Abstract—Experimental measurements and mathematical model predictions for the flash combustion of copper sulfide particles in a turbulent gas jet are described.

A mathematical model has been developed to describe the process taking place in an axisymmetric flash-furnace shaft. The model incorporates turbulent fluid dynamics, chemical reaction kinetics, and heat and mass transfer. The key features include the use of the k-ε turbulence model, incorporating the effect of particles on turbulence, and the four flux-model for radiative heat transfer.

The experiments were carried out in a laboratory flash furnace. Gas temperature, sulfur content in the particles, SO₂ concentration in the gas phase, and particle dispersion during flash-smelting at different locations were measured for various matte grades. Reasonable agreement was obtained between the measured and predicted values.

The predicted results are compared with experimental data obtained from Outokumpu pilot and commercial flash furnaces. Satisfactory agreement is obtained between the predicted and measured data in terms of the gas-phase tem-

perature and the SO₂ and O₂ concentrations along the centerline. The model predictions show that the reaction of sulfide particles is almost completed in the upper zone of the furnace within about 1 m of the burner and the double-entry burner system with radial feeding of the concentrate-laden distribution air gives better performance than the single-entry burner system.

1. 서 론

1-1. Flash Smelting

건식제련법에 널리 이용되는 flash smelting은 오래 전부터 에너지효율 증대와 환경공학적인 측면에서 연구가 계속 진행되고 있다. 특히, INCO와 Outokumpu 공정은 현재 세계에서 가장 많이 채택된 flash smelting 법으로 우리나라에서도 온산동제련소가 Outokumpu 공정에 의해서 가동되고 있다. 또한 이들 공정은 재래식 반응로를 자동로(flash furnace)로 대체함으로써 아래와 같은 장점들을 갖게 되었다[1].

1. 유화광물 연소에 의한 연소열을 이용함으로써 공정연료의 사용량을 감축시킨다.
2. 고농도산소 공정가스(oxygen enriched air)를 사용함으로써 폐가스 중의 SO₂ 농도가 상승하고, 이로 인하여 황의 회수가 쉬워지며 폐열이 감소되어 에너지가 절약된다.
3. 또한 공정 전체의 처리가스의 양이 감소되어 처리공정이 용이해지고 처리비용이 감소된다.
4. 결과적으로 생산량이 증대되며, 연속공정에 의한 공정제어가 쉬워진다.

Fig. 1은 전형적인 Outokumpu flash furnace의 구조를 나타낸다. 건조된 유화동광석입자(평균크기 50 μm 미만)가 공정가스(필요에 따라 보충연료도 함께)와 함께 자동로 안으로 분사되고(25-45 m/s), 이 입자들은 주위의 고온가스에 의해 온도가 급상승하여 발화

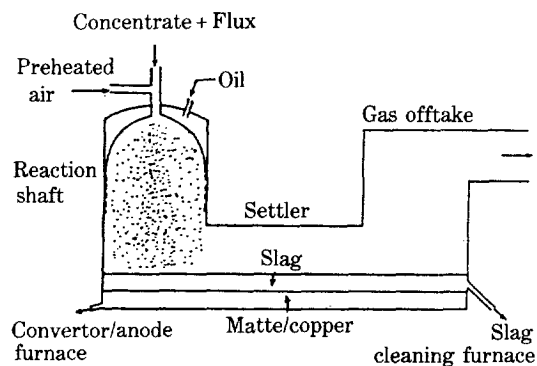
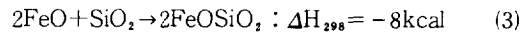
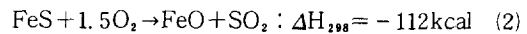
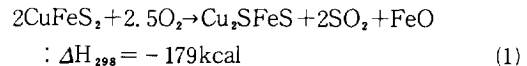


Fig. 1. Schematic representation of a flash-smelting furnace.

점(ignition point)에 즉시 도달하게 되며, 이후에는 용련(smelting) 과정을 거치게 된다. 광석입자가 발화점(보통 630-900°C)에 도달하는 시간은 입자의 크기와 모양에 따라 다르나, 상용화된 공정에서는 0.1초 미만인 것으로 알려져 있다[2, 3]. 발화된 입자들은 자동로 아래로 떨어지면서 주위의 산소가스와 매우 빠른 반응을 하면서 용융(melting) 상태로 되며 주위의 가스와 열·물질·운동량 교환을 하게 된다. 결국 용융된 입자들은 자동로 바닥의 settler 부분에 떨어져서 용융 slag, matte, 혹은 blister copper로 분리된다.

광석입자의 주입부터 용융까지의 전반은 입자의 연소열을 이용하는 자생반응(autogeneous reaction)이며, 필요에 따라 보충연료가 주입되기도 한다. 위와 같이 flash smelter 중심부에서 일어나는 주된 반응을 간단히 요약하면 아래와 같다[2, 4].



위의 반응식 (1)과 (2)는 산화반응을, (3)은 settler에서의 슬래그(slag) 형성반응을 각각 나타낸다. 실제 반응에서는 위 식 (1), (2)에 보인 FeO와 함께 Fe₃O₄도 상당량 생성되나, settler 부분에서 거의 다시 FeO로 된다. 또한 일부의 구리황화물은 더욱 산화되어 Cu₂O의 상태로 되나, 이들 중 대부분은 황화물들에 의해서 다시 환원되어 용융 matte로 들어간다.

광석입자로부터 황의 제거를 위한 산화반응이 flash smelting의 주된 반응이지만 구리광물에 미량 존재하는 불순물들(minor elements)의 제거반응 또한 중요하다. 불순물들은 주로 As, Bi, Sb, Pb 등으로 최종 구리제품의 기계적, 물리적 성질에 미치는 영향이 크므로 이들의 제거 및 이를 위한 flash smelter 내에서 반응입자들의 동특성 검사가 중요한 과제로 남아있다.

1-2. 연구 방향

위에서 설명된 바와 같은 flash smelter 내에서의 전반적인 반응을 구체적으로 해석하기 위하여 수치모델 및 이의 모사가 필요하였으나, 이에 대한 관심이 일어

나기 시작한 것은 건식동제련에 flash smelting 공정이 채택된지 거의 40년이 지난 최근에 와서의 일이다. 그러나, 최근에 발표된 몇몇 수치모델도[5-8] flash smelter 내에서 일어나는 모든 화학공학적 현상들을 포함시키지 않고 상당한 가정을 도입하여 해석을 단순하게 하였다.

따라서, 본 연구실에서는 보다 근본적인 수치모델 및 모사의 필요성을 인지하여 Outokumpu 공정에 사용되고 있는 것과 같은 관형 flash smelter 내에서 일어나는 광석입자와 주변가스와의 반응메카니즘, 고체입자가 함유된 난류제트의 유체역학적 현상(turbulent dynamics of particle-laden gas jet), 열·물질·운동량 전달현상, 열역학적 평형관계 등 화학공학적 현상들을 포함시키는 수치모델과 이의 computer program을 개발하였다[9-11].

이 모델의 타당성을 입증하기 위하여 실제 상용공장의 조업데이터와 파일롯트 실험데이터를 수치모델의 모사치와 비교하였으며, 타당성있는 결과를 얻었다. 한편으로는, 수치모델의 모사가 갖고 있는 문제점을 보강하기 위하여 실험실규모의 관형 flash smelter를 제작하여 여러 조업조건에서의 모사치와 실험치를 비교·검토하였다.

실험실규모의 flash smelting 실험에서는 가스온도, SO₂ 농도, 일정시간반응 후 광석입자 내의 황산류량 및 광석입자의 분포도 등이 실험변수로 측정되었다. 또한, 광석입자의 반응정도에 따른 입자크기 변화를 현미경으로 검토하였다.

2. 수치모델 및 모사

2-1. 모델 개발

본 연구실에서 개발한 flash smelting 공정에 관한 모델은 대칭성 관형 flash smelter에 적용되며, 아래와 같은 요소들이 포함되어 있다.

1. k-ε 난류모델(turbulence model)
 2. 미세입자의 turbulence에 대한 영향
 3. 혼탁가스계의 미세입자 분산도에 대한 영향
 4. 복사열 전달을 고려하기 위하여 열의 방사, 흡수, 산란현상이 고려된 4-flux 모델도입
 5. 미세입자와 가스간의 화학반응기구 및 반응열 계산
 6. 미세입자와 가스간의 열·물질·운동량 전달현상
- Flash smelting 공정을 모사하는 수치모델의 기본식

들은 잘 알려진 바와 같이 비선형 elliptic 편미분방정식인데다, 공정자체의 물리적, 수학적 표현이 어려워서 그 해석이 쉽지 않다.

2-2. 수치해석

공정의 모사를 위한 수치해석에는 기본 편미분방정식을 유한차분방정식으로 바꿔서 TDMA(tri-diagonal matrix algorithm) 방법으로 해를 구하는 TEACH CODE[12]와 압력장(pressure field) 계산의 어려움을 어느 정도 해결한 SIMPLER algorithm[13] 및 미세입자제와 가스계를 연결하기 위한 PSI-Cell[14] 테크닉을 도입한 PCGC-2 CODE[15]가 기본적으로 사용되었다. 또한 미세입자와 가스간의 화학반응기구 및 반응열에 대한 기본식들은 Chaubal과 Sohn [1, 3, 16]이 제안한 식들이 사용되었다.

2-3. 계의 정의 및 가정

수치모델을 위한 관형 flash smelter는 Fig. 2에 보인 바와 같다. 이와 같은 계의 물질수지는 일반적인 질량·운동량·에너지보존식들로 표시되며, 가스계는 Eulerian 방식으로, 미세고체입자계는 Lagrangian 방식으로 각각 표시하였다.

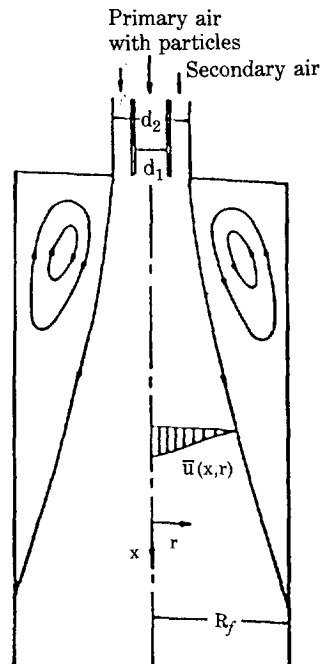


Fig. 2. Particle-laden gas jet in a flash-furnace shaft.

2-3-1. 가스계의 가설

1. 계는 정상상태의 축 대칭 관형좌표를 사용한다.
2. 중력의 영향을 무시한다.
3. 가스팽창에 의한 가스계의 운동량 변화를 무시한다.
4. 가스계를 나타내는 물리화학적 성질은 국부적으로 평형에 있다.

가스계의 난류현상을 나타내기 위한 모델로는 Lauder와 Spalding[17, 18]에 의해 제안된 2-Equation(k-ε) 모델이 사용되었다.

가스에 의해 flash smelter로 분사된 고체입자들은 그들이 각기 지나온 궤적에 따라 서로 다른 성질을 갖게 된다. 그러므로 이들을 Eulerian 방식으로 해석하기에는 매우 많은 계산시간과 노력이 필요하다. 컴퓨터에 의한 계산시간과 노력을 경제적으로 줄이면서 계를 효율적으로 해석하기 위하여 고체입자들의 수치계산은 Lagrangian 방식에 의해 일련의 궤적들을 따라 계산하였다. 그러나, 고체입자의 운동과 수평균밀도(number density)를 계산하는 데 있어서 가스의 turbulence 영향을 고려하는 데 문제점이 있으므로 고체입자의 영향을 대류와 확산에 의한 항으로 각각 분리하여 가스계의 물질수지식에 포함시켜 이를 Eulerian 방식으로 해석하여 고체입자의 수평균밀도를 계산했다 [10, 11].

2-3-2. 고체입자계의 가설

아래와 같은 가정 아래 고체의 성질들을 mean gas properties로부터 계산한다.

1. 자용로 내에서 고체입자의 상대적인 밀도가 낮으므로 고체입자 상호간의 간섭을 무시한다.
2. 압력손실, 질량영향과 Basset force 등은 유체역학적 drag force에 비해 상대적으로 작으므로 무시한다 [14, 19]
3. 고체입자의 가스와의 반응속도가 turbulence 시간계보다 상대적으로 낮고 가스의 평균속도보다는 빠르다 [15, 19]

2-3-3. 복사열전도에 대한 가설

노 내에서 복사열의 영향은 노 내의 온도가 고온이기 때문에 상대적으로 크며, 이의 영향을 충분히 고려하기 위하여 아래와 같은 가정을 도입했다.

1. 고체입자는 반응의 정도에 관계없이 구형이다.
2. 온도계(temperature field)는 축방향으로 대칭이다.
3. 가스 및 고체입자는 회색체(gray body)이다.
4. 가스성분들은 국부적으로 열평형(thermal eq-

uililibrium) 상태에 있다.

2-4. 가스계의 물질수지

가스계는 Eulerian 방식에 의해 해석되며, 반응 고체입자의 영향을 고려한 질량과 운동량보존의 식들은 다음과 같이 표현된다.

Continuity :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \vec{\nabla} \cdot (\rho \vec{V}) = S_p^m \quad (4)$$

Momentum :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{V}) + \vec{\nabla} \cdot (\rho \vec{V} \vec{V}) = -\vec{\nabla} p - \vec{\nabla} \cdot \vec{\tau} + \rho \vec{g} + \vec{S}_p^v + \vec{\nabla} S_p^m \quad (5)$$

식 (4)의 처음 두 항은 단위부피당의 질량변화 및 질량유출을 나타내고, S_p^m 은 고체입자와 가스의 반응에 의한 단위부피당의 질량변화를 나타낸다. 식 (5)의 오른쪽 마지막 두 항, S_p^v 와 $\vec{\nabla} S_p^m$ 은 고체입자의 운동에 의한 가스상의 운동량 변화 및 가스-고체입자 반응에 의한 질량이동으로부터 발생하는 운동량 변화를 각각 나타낸다. 한편 미반응계에서는 S_p^m 항이 무시된다.

위의 두 식 (4), (5)에 time-averaged 식을 넣고 관형흐름에 대해 swirl 현상을 제외하고 식들을 전개하면 아래와 같이 된다.

Continuity :

$$\frac{\partial}{\partial x} (\bar{\rho} \bar{u}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \bar{\rho} \bar{v}) = S_p^m \quad (6)$$

Axial momentum :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x} (\bar{\rho} \bar{u} \bar{u}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \bar{\rho} \bar{u} \bar{v}) - \frac{\partial}{\partial x} (\mu_e \frac{\partial \bar{u}}{\partial x}) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \mu_e \frac{\partial \bar{u}}{\partial r}) &= -\frac{\partial \bar{p}}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} (\mu_e \frac{\partial \bar{u}}{\partial x}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \mu_e \frac{\partial \bar{v}}{\partial x}) + S_p^u + \bar{u} S_p^m \end{aligned} \quad (7)$$

Radial momentum :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x} (\bar{\rho} \bar{u} \bar{v}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \bar{\rho} \bar{v} \bar{v}) - \frac{\partial}{\partial x} (\mu_e \frac{\partial \bar{v}}{\partial x}) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \mu_e \frac{\partial \bar{v}}{\partial r}) &= -\frac{\partial \bar{p}}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial x} (\mu_e \frac{\partial \bar{u}}{\partial r}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \mu_e \frac{\partial \bar{v}}{\partial r}) - 2\mu_e \frac{\bar{v}}{r^2} + S_p^v + \bar{v} S_p^m \end{aligned} \quad (8)$$

여기서 μ_e 는 유효 viscosity를 나타내며 아래와 같다.

$$\mu_e = \mu_t + \mu_l \quad (9)$$

가스계의 난류현상은 다음과 같이 k-ε 난류모델에 의하여 표현된다 [17-19, 23].

$$\overline{u'v'} = -\nu_g^t \left(\frac{\partial \overline{u}}{\partial r} + \frac{\partial \overline{v}}{\partial x} \right) \quad (10)$$

$$\nu_g^t = C_\mu k^2 / \epsilon \quad (11)$$

식 (11)의 난류운동에너지(turbulent kinetic energy) k 와 운동에너지의 분산속도(dissipation rate of k) ϵ 는 다음의 식들에 의해 얻어진다.

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\overline{\rho v k} - \frac{\mu_e}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial r} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[\overline{\rho u k} - \frac{\mu_e}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x} \right] = G - \overline{\rho \epsilon} \quad (12)$$

여기서

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(\overline{\rho v \epsilon} - \frac{\mu_e}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial r} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[\overline{\rho u \epsilon} - \frac{\mu_e}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x} \right] = C_1 G \frac{\epsilon}{k} - C_2 \overline{\rho k \epsilon} \quad (13)$$

$$G = \mu_e \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial \overline{u}}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial \overline{v}}{\partial r} \right)^2 + \left(\frac{\overline{v}}{r} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial \overline{u}}{\partial r} + \frac{\partial \overline{v}}{\partial x} \right)^2 \right\} \quad (14)$$

여기서 C_1 과 C_2 는 실험상수들이며, 식 (13)의 첫째, 둘째항은 dissipation rate의 생성과 확산을 각각 나타낸다. σ_k , σ_ϵ 는 k 와 ϵ 에 각각 상응하는 turbulent Schmidt 수로서 실험에 의해서 구해지며, universal constant로 알려져 있다. Table 1에 이들의 값을 나타냈다.

k - ϵ 난류모델을 도입하여 가스성분 j 에 대해 식 (6)을 정리하면 식 (15)와 같이 된다.

$$\frac{\partial}{\partial x} (\overline{\rho u m_j}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \overline{\rho v m_j}) - \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma_m \frac{\partial \overline{m_j}}{\partial x} \right) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \Gamma_m \frac{\partial \overline{m_j}}{\partial r} \right) = \pm (\overline{S_m^j}) \quad (15)$$

여기서 m_j 는 j 성분의 시간 평균질량분율이며, 전달교환상수(transport exchange coefficient) Γ_m 은 다음과 같이 표현된다.

$$\Gamma_m = \mu_e / \sigma_m \quad (16)$$

여기서 σ_m 은 Schmidt 수로 그 값은 1 근처이다.

정상상태에서 가스계의 에너지식을 dissipation

energy를 무시하여 Eulerian 방법에 의해 나타내면 식 (17)과 같이 된다.

$$\frac{\partial}{\partial x} (\overline{\rho u h_g}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \overline{\rho v h_g}) - \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma_h \frac{\partial \overline{h_g}}{\partial x} \right) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \Gamma_h \frac{\partial \overline{h_g}}{\partial r} \right) = Q_{r_g} + \overline{u} \frac{\partial \overline{p}}{\partial x} + \overline{v} \frac{\partial \overline{p}}{\partial r} + S_p^h \quad (17)$$

윗식 (17)에서 왼쪽의 처음 두 항은 대류현상에 의한 열전달을, 다음 두 항은 단위부피당 전도에 의한 열전달을 나타내며, 오른쪽의 첫 항은 복사에 의한 열전달을, 그 다음 두 항은 기체팽창에 의한 엔탈피변화를 각각 나타내며, 마지막 항은 가스와 고체입자 반응에 의한 단위부피당 반응열의 유입을 나타낸다.

2-5. 고체입자계의 모델식

고체입자 하나에 대한 운동량식은 다음과 같이 Lagrangian 방식으로 표현된다.

$$m_p \frac{d\vec{V}_p}{dt} = \frac{1}{2} C_D \rho_g A_p |\vec{V}_g - \vec{V}_p| (\vec{V}_g - \vec{V}_p) + m_p \vec{g} \quad (18)$$

식 (18)은 고체입자의 운동량 변화는 고체입자에 가해지는 유체역학적 drag force와 중력의 합과 같음을 보이며, 이 식에서 drag 상수 C_D 는 아래와 같은 상관관계식으로부터 계산된다[19, 22-24].

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) \quad (19)$$

여기서

$$Re = \rho_g |\vec{V}_g - \vec{V}_p| d_p / \mu_g \quad (20)$$

Turbulent fluctuation에 의한 고체입자의 확산현상을 고려하기 위하여 고체입자의 속도를 대류에 의한 항과 확산에 의한 항으로 나눈다.

$$\vec{V}_p = \vec{V}_{pc} + \vec{V}_{pd} \quad (21)$$

여기서 첨자 pc 와 pd 는 각각 대류와 확산속도를 나타낸다. 식 (21)에서 대류에 의한 속도는 계의 turbulence 효과가 없을 때 또는, 평균가스속도에 근거하는 고체입자의 속도이며, 확산에 의한 속도는 turbulence 효과를 나타내는 항으로 평균입자밀도의 구배(gradient)에 비례한다고 가정한다[15, 23, 25, 27, 29].

$$\vec{V}_{pd} \overline{n_p} = D_p^t \vec{\nabla} \overline{n_p} \quad (22)$$

$$D_p^t = \nu_p^t / \sigma_p^t \quad (23)$$

$$\nu_p^t = \nu_g^t / (1 + (\tau_p / t_t)) \quad (24)$$

$$\tau_p = m_p / (3\pi \mu_g d_p) \quad (25)$$

$$t_t = 1.5 C_\mu k / \epsilon \quad (26)$$

Table 1. Turbulence model constants [18,19,21]

Constant	Value
C_μ	0.09
C_1	1.44
C_2	1.92
σ_k	0.9
σ_ϵ	1.22

$$(\nu_g^t)_{particles} = (\nu_g^t)_{no\ particles} [1 + (\bar{\rho}_{bd}/\bar{\rho}_g)]^{-0.5} \quad (27)$$

위의 식들에서 D_p^t 는 전달상수를 ν_p^t 와 σ_p^t 는 고체입자의 turbulent eddy viscosity 및 Schmidt 수를 각각 나타낸다. 아주 작은 미세입자에 대해서 Schmidt 수는 1에 가깝다. 그러나 본 연구에서는 참고문헌 15에서 추천하는 바와 같이 0.35로 사용하였다.

고체입자의 turbulent kinematic viscosity 는 Melville 과 Bray 가 제안한 식 (24)가 사용되었고, 이 식에서 τ_p 와 t_c 는 고체입자의 relaxation time 과 turbulence time scale 을 각각 나타내며 식 (25), (26)과 같다[23-25, 28, 29].

특정한 크기의 고체입자에 대한 입자평균밀도, $\bar{n}_{p,i}$ 는 식 (28)과 같이 Eulerian 방식으로 표현되며, 이 식에서 D_j^t 는 확산계수다.

$$\frac{\partial}{\partial x} (\bar{u}\bar{n}_i) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\bar{v}\bar{n}_i) - \frac{\partial}{\partial x} (D_j^t \frac{\partial \bar{n}_i}{\partial x}) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rD_j^t \frac{\partial \bar{n}_i}{\partial r}) = 0 \quad (28)$$

고체입자의 온도변화는 Lagrangian 방식에 의해 표현되는 식 (29)와 같은 에너지수지식으로부터 계산된다.

$$\frac{d}{dt} (m_p h_p) = \dot{H}_r + q_{r,p} - Q_p - \dot{H}_v - \dot{H}_m \quad (29)$$

$$Q_p = Nu_p \pi d_p k_g (T_{p,i} - T_g) \quad (30)$$

$$Nu_p = 2 + 0.65 Re_p^{1/2} Pr_p^{1/3} \quad (31)$$

$$Re_p = d_p |\vec{V}_g - \vec{V}_p| \rho_g / \mu_g \quad (32)$$

$$Pr_p = C_{p,g} \mu_g / k_g \quad (33)$$

$$\dot{H}_v = \sum_i r_{v,i} h_{v,i} \quad (34)$$

식 (29)에서 오른쪽 첫째항은 고체입자의 반응열을, 둘째항은 고체입자 주변의 복사열교환을, 셋째항은 대류에 의한 열손실을, 네째항은 증발에 의한 열손실을, 마지막 항은 고체입자의 분해 혹은 용융에 의한 열손실을 각각 나타내며, 식 (30)부터 (34)에 표현되어 있다.

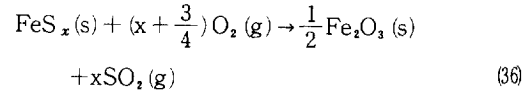
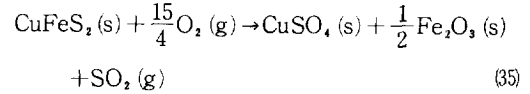
2-6. 황동광석입자의 반응

본 연구에 사용된 광석은 황동광(chalcopyrite)으로서 이 고체입자에 대한 화학반응속도는 Chaubal 과 Sohn[1, 3, 16]에 의해 연구되었다.

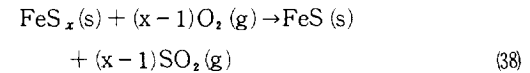
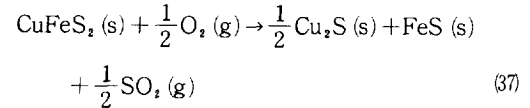
Flash smelter 에 투입되는 동정광(copper concentrate)은 주로 황동광과 황철석(pyrite) 및 실리카로서 황동광과 황철석입자는 산화반응을 하나, 실리카

는 비활성으로 반응을 하지 않는다. 광석입자의 반응은 산화반응, 용융 및 황과 구리의 증발 등을 포함하며, 황동광석입자의 용융점은 1153 K 로 가정된다[32].

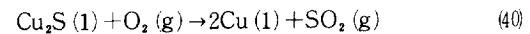
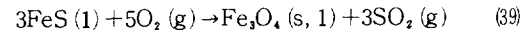
정광입자는 873 K 이하의 낮은 온도에서는 아래와 같은 반응이 일어난다고 가정한다.



873과 1153 K 사이의 온도에서는 황화물의 분해가 일어나며 아래와 같이 표현된다[3].



한편, 고체입자가 용융하기 시작하면 Cu_2S 와 FeS 만으로 matte 를 구성한다고 가정하며, 이와 같은 용융입자에 대해서는 아래와 같은 반응을 가정한다[1, 3, 34].



윗식 (38)에서 생성된 마그네타이트[$Fe_3O_4(s)$]와 고체입자 중의 실리카의 용융점은 1873 K 로 가정된다[1, 32].

반응식 (35)-(40)에 의한 열량출입은 에너지수지식 (17)과 (29)에 사용하여 기체 및 고체의 엔탈피(또는 온도) 계산에 사용하였다.

Chaubal 과 Sohn[1, 16]에 의해서 제안된 황동광석입자의 반응 kinetics 는 용융점 이하의 온도에서는

$$N_{O_2,t} (\frac{dX_t}{dt}) = N_{O_2,t} k_o \exp(-E/RT_p) f_1(P_{O_2}) f_2(X) f_3(d_p) \quad (41)$$

로 표시되고, 광석입자가 용융하기 시작하면 외부물질 전달에 의해서 전체반응이 율속된다고 가정하여

$$N_{O_2} \frac{dX}{dt} = k_m C_{O_2} A_p f_s \quad (42)$$

로 표시된다. 식 (41)에서 첨자 i 는 황동광석이나 황철광석을 나타내며, $N_{O_2,t}$ 는 이들 광석을 각각 산화시

Table 2. List of chemical reaction kinetics*

	k_o	E	$f_1(P_{O_2})$	$f_2(X)$	$f_3(d_p)$
1. Chalcopyrite					
$T_p < 754$ K	2.4×10^8	215	P_{O_2}	$\frac{0.07}{\exp(X/0.07)}$	$1/d_p^2$
$754 < T_p < 873$ K	0.026	71.4	"	"	$1/d_p^2$
Sulfur vaporization	2.72×10^9	208	-	$(1-X)^2$	$1/d_p^2$
2. Pyrite					
Sulfur vaporization	4.5×10^{10}	279	-	$(1-X)^{2/3}$	$1/d_p^2$

* Adapted from reference 1.

Note: k_o in $cm^2/(s.kPa)$, P_{O_2} in kPa, E in kJ/mol, and d_p in cm.

키는 데 필요한 산소량이며, X는 특정시간까지의 황의 전환율을 나타낸다. 식 (42)에서 k_m 과 f_s 는 산소의 물질전달계수와 용융입자의 표면적 중 황화물이 차지하는 면적분율을 각각 나타낸다. f_s 는 황화물이 차지하는 용적비와 같다고 가정한다. 식 (41)에 필요한 매개변수와 관련식들이 Table 2에 요약되어 있다.

3. 실험

3-1. 실험장치

Flash smelting 공정의 모사를 위하여 실험실규모의 관형 flash smelter 를 만들었다. 이의 공정도는 Fig. 3과 같으며, 고체입자와 가스주입장치, 반응기 및 폐가스 처리장치 등 크게 3부분으로 되어 있다.

3-1-1. 고체입자 - 가스 주입장치

정광(concentrate) 입자의 주입을 위하여 screw feeder 와 vibration feeder 가 일렬로 연결되어 있으며, 이들의 최대용량은 5.0 kg/h 이다.

Vibration feeder에서 나온 고체입자들은 T-교차점에서 산화용 공기와 함께 flash smelter 천장에 붙어 있는 수냉식 노즐을 통하여 노 내부로 유입된다. 이 연구에서 사용되고 있는 노즐은 2cm 내경이며, 유입 가스의 최고선형속도는 10 m/s로 유지시킬 수 있다.

3-1-2. 반응기

반응기는 6개의 실리코카바이드봉에 의해 가열되는 대칭성 관형로서 카보랜덤 카보후락스 L-11 실리코카바이드로 제조되었으며, 노의 천장은 중심에 노즐이 들어 갈 구멍이 있는 2cm 두께의 실리코카바이드 원판을 사용하였다. 노의 온도조절은 노의 양쪽에 붙어 있는 pt-pt 10% Rh 열전쌍을 이용하는 조절계에 의해서 조절되며, 한쪽 노벽에 있는 6개의 같은 종류의 열전쌍에 의해서 노벽의 온도가 기록된다. 반응기와 가열봉들은 카오울과 내화벽돌에 의해 보온되어 있고 최종적으로 스텐레스스틸 원통으로 그 바깥이 둘러싸여 있다. 노에 대한 구체적인 설명은 Table 3과 같다.

3-1-3. 가스처리 장치

반응기로부터 나오는 폐가스는 알루미늄관을 통하여 scrubbing unit 로 가고, 폐가스 내에 있는 분진들은 scrubbing unit 전에 붙어 있는 여과장치에 의해서 걸러진다. Scrubbing unit 는 버얼새들로 충전되어 있고 10% NaOH 용액이 흐르면서 폐가스를 정화시킨다. Scrubbing unit 를 통과한 폐가스는 공기 중으로 배출

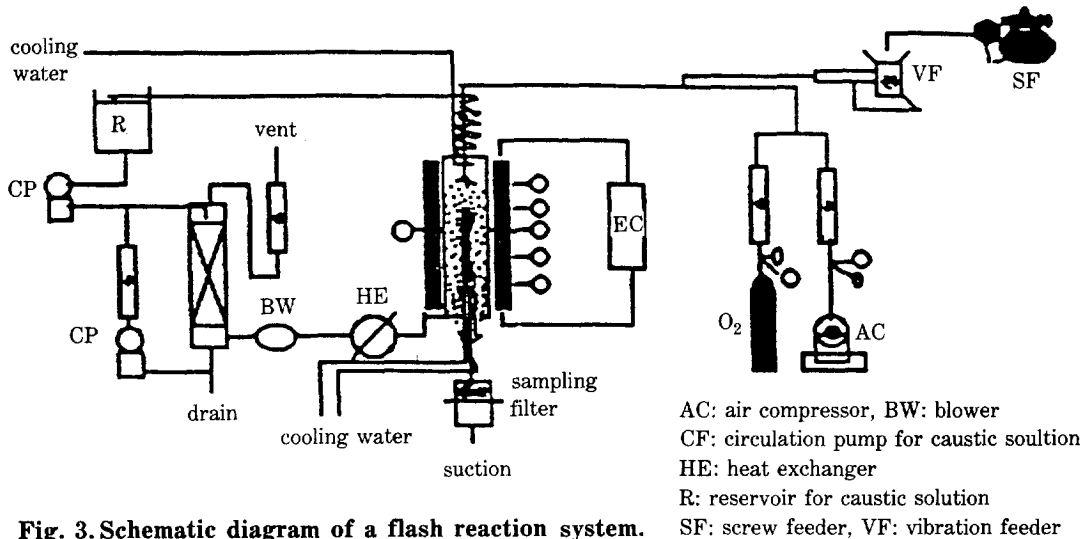


Fig. 3. Schematic diagram of a flash reaction system.

Table 3. Details of the laboratory flash furnace

Inlet geometry: single entry	
burner tip inside diameter	: 0.02 m
furnace inside diameter	: 0.23 m
furnace length	: 1.32 m
furnace wall thickness	: 0.02 m
Input power to the furnace	: 20 kw
Maximum inlet gas flow rate	: 15 m ³ /h
Maximum concentrate feed rate	: 5 kg/h

Table 4. Analysis of chalcopyrite concentrate

chemical	%S	: 30
	%Cu	: 26
	%Fe	: 27
	%H ₂ O	: 0.3
mineralogical		
	chalcopyrite	: 59%
	bornite	: 13%
	silicate	: 15%
	pyrite	: 7%
	molybdenite	: 3%
size	cumulative percent	
	mesh	passing
	150	95.1
	200	78.4
	270	65.3
	325	57.1
	400	49.2

된다.

3-2. 정광시료의 분석

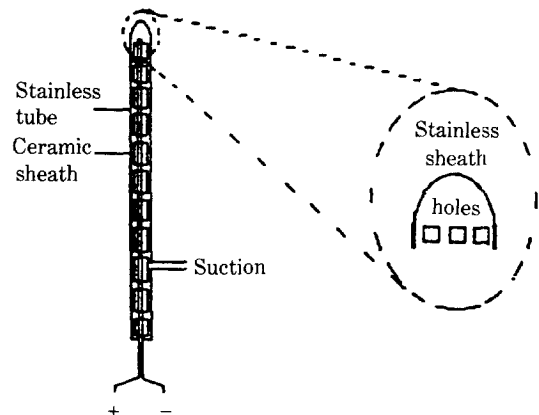
본 연구에 사용된 정광은 미국 유타주에 있는 Kenecott 공장에서 부유선광한 것으로서, 이의 광석학적 분석은 Table 4에 보인 바와 같다.

3-3. 시료채취와 분석

3-3-1. 고체시료

3-3-1-1. 시료채취

반응 중에 있는 flash smelter 내의 여러 곳에서 유체흐름에 영향을 최소화시키면서 입자를 채취하기 위하여 SUS 316 이중시료 채취관을 제작, 노 바닥으로부터 주입하였다. 고체시료는 시료채취관의 내관을 통하여 채취되며, 이 바깥벽으로는 냉각수가 흐르고 있다. 시료채취관은 채취되는 고체입자가 관의 입구에 들어오자마자 냉각되고, 시료입자가 채취되는 부위를 대표할 수 있도록 하기 위하여 최대의 냉각속도와 채취부위의

**Fig. 4. Temperature probe.**

극부 가스선형 속도와 동일한 채취구 흡입속도를 사용했다. 여기서 노 내부의 극부 가스속도는 수치모델의 모사치에 근거를 두었다.

3-3-1-2. 분석

정광입자의 반응정도는 고체시료 내에 남아 있는 황의 잔류량을 측정하여 결정한다. 이를 위하여 고주파 산화적정법 (High Frequency Combustion Titration Method)에 의한 황분석기를 사용했다. 또한 미반응 시료에 대한 입자크기는 Sedigraph 5000 입자분석기로 측정하였고, 반응된 시료의 반응정도에 따른 입자크기 변화는 전자현미경으로 분석했다.

반응기 내에서 고체입자의 수평균분포는 노의 중심부와 반경 5cm 위치에서 채취된 양의 비를 구하여 얻었다.

3-3-2. 가스시료

가스온도와 가스 중의 SO₂ 농도는 중요한 측정변수들로서, SO₂ 농도는 IR-SO₂ 분석기로, 온도는 S형 열전쌍으로 노 내의 각 부위에서 각각 측정했다. 특히, 온도측정계기는 복사열에 의한 영향을 최대한으로 줄일 수 있도록 제작되었으며, 그 길이는 150cm, 내경은 0.635cm로 Fig. 4에 보인 바와 같다. 온도측정과 SO₂ 측정에서도 각 계기의 유체흐름에 대한 영향을 최소화시키기 위하여 수치모델에 의한 모사치로부터 채취 흡입속도를 결정하였다.

4. 결과 및 토론

본 연구실에서 개발된 수치모델의 적합성을 입증하기 위하여 실험실규모의 flash smelter 실험결과와

Table 5. Conditions for experiment

exp.no.	Lv ^a	MT ^b	%O ₂	G ^c	S ^d	remark
1	2.8	50	21	0.76	0.	g
2	4.4	50	21	1.19	0.	g
3	9.8	50	21	2.66	0.	g
4	4.0	50	21	4.57	4.8	ef
5	4.0	60	21	4.57	3.8	ef
6	4.0	70	21	4.57	3.3	ef
7	4.0	70	30	4.57	4.7	ef
8	3.4	65	21	3.79	3.0	f
9	3.4	55	21	3.79	3.5	f
10	5.4	50	21	0.76	0.79	e
11	2.8	60	21	0.76	0.64	e
12	2.8	70	21	0.76	0.57	e

- a linear velocity of gas at the burner tip(m/s)
- b target matte grade (% Cu) assuming Fe₃O₄ production
- c volumetric flow rate of gas (m³/h) at STP
- d mass flow rate of solid feed (kg/h)
- e central position only
- f central, 5 and 10 cm radial positions
- g central gas temperature measurement

Outokumpu 파일롯트규모의 실험결과를 각각의 모사치와 비교·검토하였으며, Outokumpu 상용공정에 대한 모사치를 계산·추정하였다.

4-1. 실험실규모의 Flash smelter 조업

실험실규모의 flash smelter에 대한 실험결과와 모사치는 가스온도, SO₂ 농도, 황의 잔류량 및 입자수평균분포 등에 대해 비교되었으며, 실험조건은 Table 5에 보인 바와 같다.

비반응가열계(non-reacting heating system)에서 유입되는 가스의 선형속도가 가스온도에 미치는 영향을 Table 5에 보인 실험조건 1-3에 대해서 검토한 결과 flash smelter 상부에서 온도측정계기와 flash smelter 노벽 사이에 다소의 복사열전도에 의한 영향이 있었다.

Table 5에 보인 실험조건 7과 9에 대한 flash smelter의 노벽온도, 가스온도 등의 실험치와 모사치는 각각 Fig. 5와 6에 보인 바와 같으며, 실험치와 모사치 사이에는 다소의 차이가 있으나 전반적으로 잘 일치하고 있다.

실험조건 4, 7-9에 대한 고체입자의 수평균분포는 Fig. 7과 8 및 Table 6과 7에 보인 바와 같다. 실험치의 분석결과 flash smelter 입구로부터 85cm 이하에

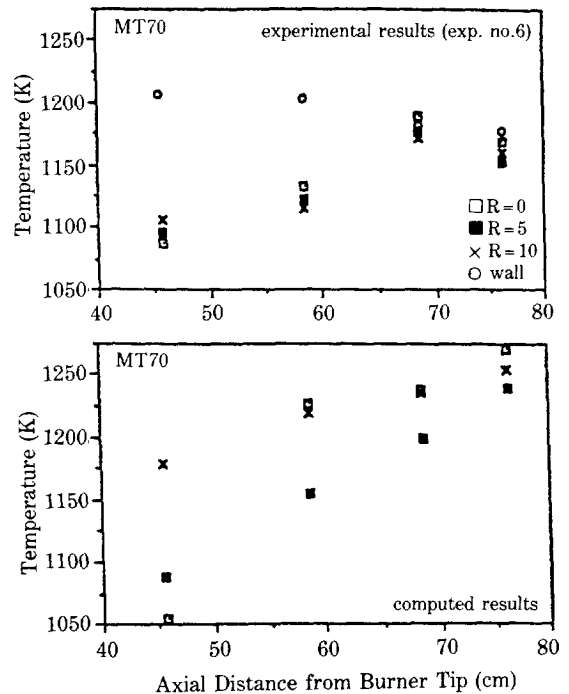


Fig. 5. Temperature profile: MT 70, 21% oxygen.

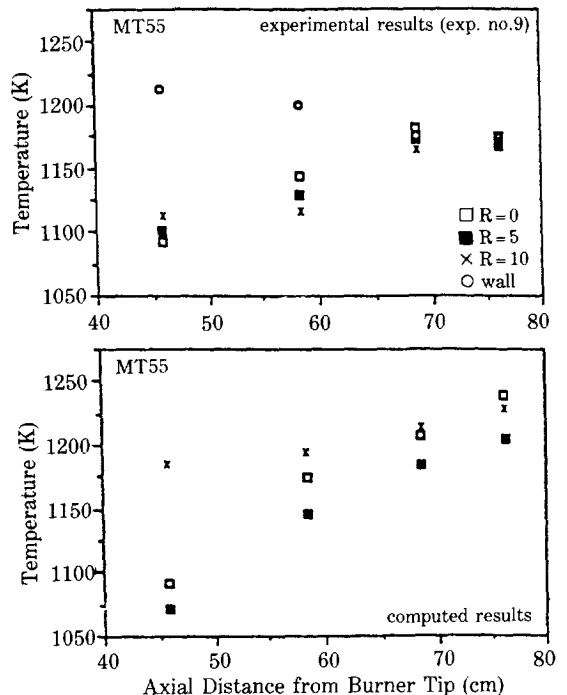


Fig. 6. Temperature profile: MT 55, 21% oxygen.

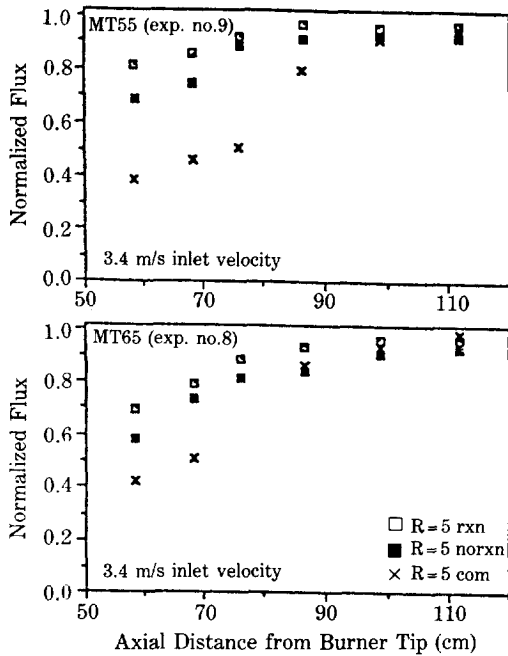


Fig. 7. Particle mass flux normalized by that at centerline.

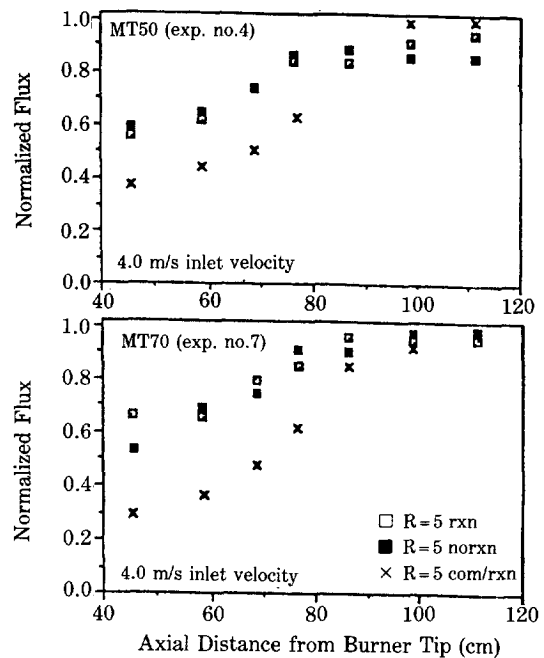


Fig. 8. Particle mass flux normalized by that at centerline.

Table 6. Particle mass flux^a at the centerline; for non-reaction system

location ^b	experiment no.			
	4	7	8	9
46	5.75×10^{-6}	5.69×10^{-6}	3.60×10^{-6}	3.75×10^{-6}
58	4.92×10^{-6}	4.49×10^{-6}	2.86×10^{-6}	2.89×10^{-6}
69	4.12×10^{-6}	3.97×10^{-6}	2.22×10^{-6}	2.49×10^{-6}
76	3.29×10^{-6}	3.05×10^{-6}	1.94×10^{-6}	2.00×10^{-6}
86	3.05×10^{-6}	3.02×10^{-6}	1.82×10^{-6}	1.94×10^{-6}
99	3.02×10^{-6}	2.83×10^{-6}	1.63×10^{-6}	1.85×10^{-6}
112	3.01×10^{-6}	2.80×10^{-6}	1.57×10^{-6}	1.78×10^{-6}

a: kg/cm²/s

b: axial distance from the burner tip (cm)

Table 7. Particle mass flux^a at the centerline; for reaction system

location ^b	experiment no.			
	4	7	8	9
46	4.83×10^{-6}	4.12×10^{-6}	2.83×10^{-6}	3.05×10^{-6}
58	4.06×10^{-6}	3.73×10^{-6}	2.21×10^{-6}	2.22×10^{-6}
69	3.32×10^{-6}	3.11×10^{-6}	1.72×10^{-6}	2.00×10^{-6}
76	2.83×10^{-6}	2.49×10^{-6}	1.42×10^{-6}	1.63×10^{-6}
86	2.58×10^{-6}	2.46×10^{-6}	1.35×10^{-6}	1.54×10^{-6}
99	2.49×10^{-6}	2.40×10^{-6}	1.32×10^{-6}	1.51×10^{-6}
112	2.34×10^{-6}	2.34×10^{-6}	1.26×10^{-6}	1.48×10^{-6}

a: kg/cm²/s

b: axial distance from the burner tip (cm)

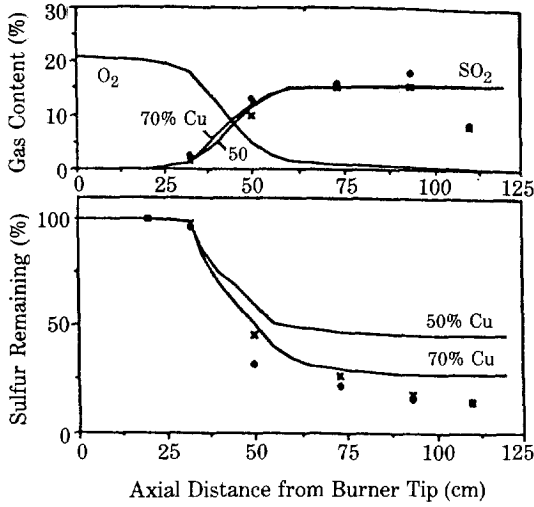


Fig. 9. Effect of matte grade on reaction of chalcopyrite concentrate. Measured data (● 70% Cu & × 50% Cu; 21% O₂), —predictions.

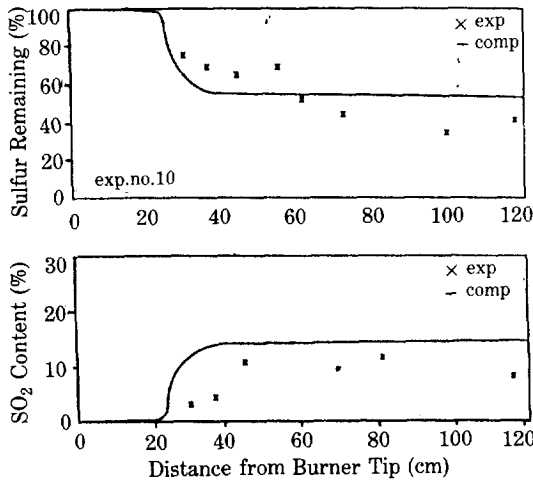


Fig. 10. Reaction of chalcopyrite concentrate for target matte grade of 50: exp. no. of 10.

서는 고체입자들이 균일하게 분산되며, 가스의 선형유입속도가 작을수록, matte grade가 높을수록 분산정도가 좋았다. 그러나, 모사치와 실험치는 서로 차이가 있으며, 이에 대한 연구는 진행 중에 있다.

목표 matte grade를 50%와 70%로 하고 유입가스의 산소함유량 21%(공기 사용)로 하였을 때 공정 중의 flash smelter 내의 SO₂와 O₂의 농도변화는 Fig. 9부터 12에 보인 바와 같다. 아울러, 목표 matte grade를 70%로 하고 유입가스 중의 산소농도를 21%

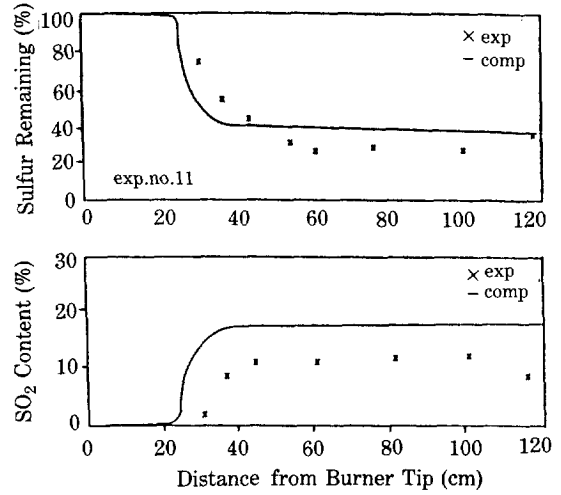


Fig. 11. Reaction of chalcopyrite concentrate for target matte grade of 60: exp. no. of 11.

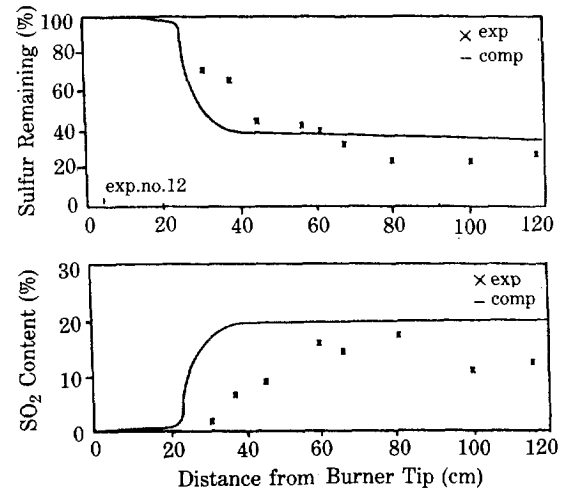


Fig. 12. Reaction of chalcopyrite concentrate for target matte grade of 70: exp. no. of 12.

에서 30%로 변화시키에 따른 각각의 모사치와 실험치는 Fig. 13에 보인 바와 같다. 각각의 그림에서 볼 수 있듯이 노의 하단부에서 실험치와 모사치의 차이가 심화되는 데, 이는 노주변의 저온가스가 노의 하단부로 역류되기 때문이다.

Fig. 14에는 flash smelter 각 부분에서의 고체입자 내의 황의 잔류량을 보였으며, 그림에서 볼 수 있듯이 고체입자의 반응정도는 노벽에 가까울수록 높으며, 노입구에서 80 cm 이전에서 거의 모든 반응이 일어남을 알 수 있다.

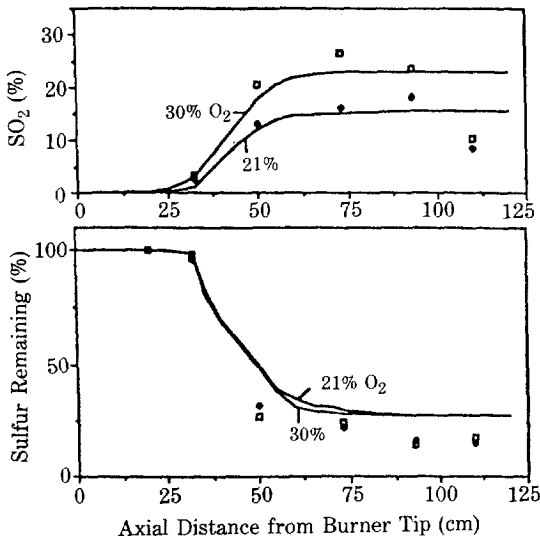


Fig. 13. Effect of oxygen content on reaction of chalcopyrite concentrate. Measured data (◆ 21 & □ 30% O₂; 70% Cu), —predictions.

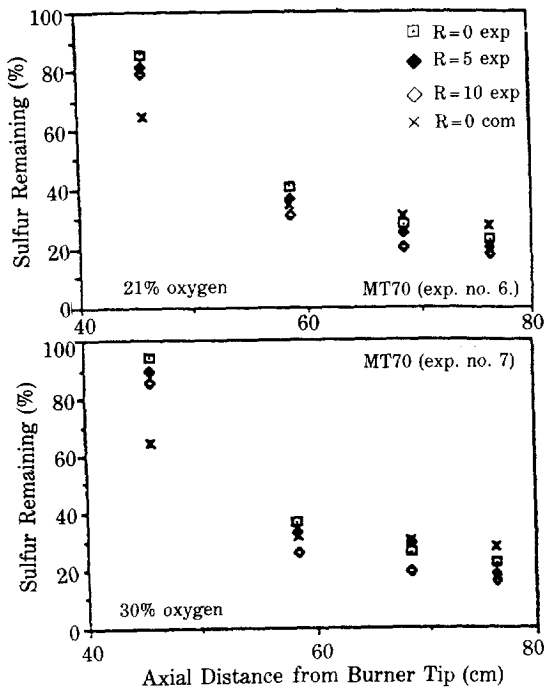


Fig. 14. Reaction of chalcopyrite concentrate for 70% matte grade.

실험로에 의한 실험치와 모사치는 대체적으로 잘 일치하고 있지만, 노의 하단부에서의 불일치는 실험로 하단부로부터의 주변가스 누입(leakage) 및 온도측정계

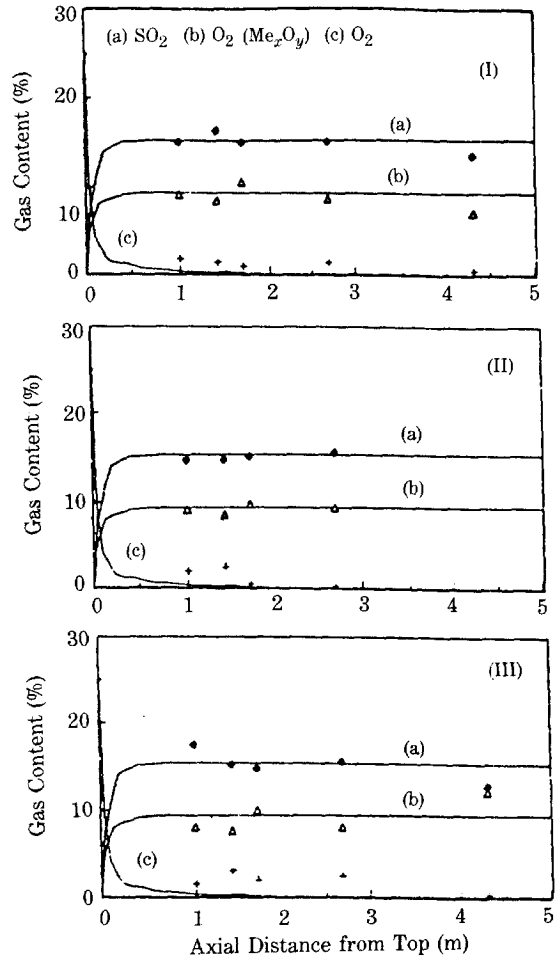


Fig. 15. Comparison between the predicted and measured results: (I) Test 1, (II) Test 2, (III) Test 3:—prediction of this work, ◆△+ measurements by Outokumpu.

기와 노벽사이의 복사열전도현상 등에 의한 영향으로 설명될 수 있다.

4-2. Outokumpu 파일럿트공정

파일럿트공정에서는 단일관 가스주입식과 이중관 가스주입식의 두 가지 유형의 가스유입노즐을 사용하였다. 단일관식에서는 실험실규모에서처럼 가스와 정광(concentrate) 입자가 함께 flash smelter 내로 주입되며, 이중관식에서는 분산용 가스가 중앙으로, 가스와 정광입자가 바깥관으로 주입된다. 파일럿트공정 조건은 Table 8에 보인 바와 같으며, 여기서 test 1-3은 이중관을, 4, 5는 단일관을 각각 사용하였다.

Test 1-3에 대한 SO₂ 및 O₂ 농도의 flash furnace

Table 8. Boundary conditions for an Outokumpu pilot flash furnace

Inlet Geometry:	Test No.	
	1-3	4-5
d_1 (m)	0.09	0.13
d_2 (m)	0.2	-
d_f (m)	1.2	1.2
L_f (m)	6.	5.

Particle Size: 50 μm (mass mean diameter)
Particle Density: 4300 kg/m³
Turbulence Intensities at the inlet: $I_1=0.02^*$ (0.15**), $I_2=0.08^*$
Wall Temperature: Top and side walls $T_W=1473\text{ K}^{***}$
Bottom surface $T_{bo}=1523\text{ K}$ (for radiation calculation only)

	Test No.				
	1	2	3	4	5
Primary Stream:					
Gas flow (Nm ³ /h)	30	30	30	1326	882
O ₂ content (%)	21	21	21	28	28
Temperature (K)	298	298	298	298	463
Concentrate feed rate (kg/h)	470	500	500	1390	960
Cu (%)	18.1	17.7	19.2	17.7	18.1
Fe (%)	37.6	38.1	29.1	35.3	35.8
S (%)	35.9	36.1	35.4	36.3	35.5
SiO ₂ (%)	3.55	3.65	2.61	5.6	5.0
Secondary Stream:					
Gas flow (Nm ³ /h)	555	570	560	-	-
(axial velocity m/s)	(6.2)	(6.2)	(6.3)	-	-
O ₂ content (%)	27	28	28	-	-
Temperature (K)	298	298	298	-	-
Matte Grade:	76.4	71.4	75.2	56	59

* Estimated values for Tests 1-3. ** Estimated values for Tests 4-5.

*** Assumed wall temperature.

Table 9. Boundary conditions for a commercial flash furnace

Geometry:	Concentrate in the Primary Stream:
$d_1=0.36\text{ m}$	Concentrate feed rate=46,080; 92,160; 184,320 kg/h
$d_2=1\text{ m}$	Cu (%) 28.85
$d_f=4\text{ m}$	Fe (%) 28.91
$L_f=7\text{ m}$	S (%) 33.48
Primary Stream (Distribution Air):	SiO ₂ (%) 5.93
Gas flow = 307 m ³ /h	Particle density = 4300 kg/m ³
O ₂ content = 21%	Particle mean diameter = 50 μm
Temperature = 300 K	Matte Grade: 70% Cu
Secondary Stream (Process Air):	Wall Temperature:
Gas flow = 33,420; 66,840; 133,670 m ³ /h	Top and side walls $T_W=1473\text{ K}^*$
(Linear velocity = 15; 30; 60 m/s)	Bottom surface $T_{bo}=1523\text{ K}$ (for radiation calculation only)
O ₂ content = 50%	Turbulent Intensities at the inlet: $I_1=0.02$; $I_2=0.1$ (0.15**)
Temperature = 473 K	

* Assumed wall temperature. **Turbulent intensity for $u_s=30$ and 60 m/s.

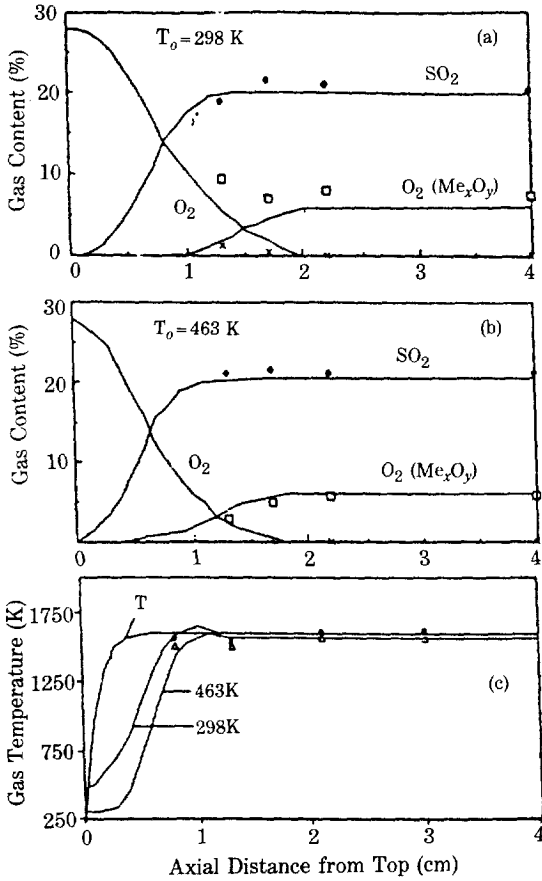


Fig. 16. Comparison between the predicted and measured results for various preheating temperatures: (a) Test 4, (b) Test 5, (c) Gas temperature: $T_0 = 298$ (Δ), 463 K (\blacklozenge), \blacklozenge Δ \square \times measurements by Outokumpu, — predictions.

의 축방향에 따른 변화를 Fig. 15에 나타냈다. 그림에서 볼 수 있듯이 실험치와 모사치는 서로 근접한 결과를 보이며, 실험실공정에서처럼 노의 상단부에서 거의 모든 반응이 종결됨을 알 수 있으나 실험치의 부족으로 노상부에서 상세한 비교를 할 수 없었다.

단일관버너를 사용하였을 때 SO_2 및 O_2 의 농도곡선과 가스온도곡선은 Fig. 16에 보인 바와 같다. Fig. 16a와 b는 주입가스 온도가 각각 298 K 와 463 K 일 때의 결과로서, 이로부터 주입가스의 온도가 높을수록 반응이 빨리 일어남을 알 수 있다. 또한 Fig. 15에 보인 이중관버너를 사용한 결과와 비교할 때에 단일관버너를 사용하는 경우 버너에서 더 먼 위치에서 동일한 반응정

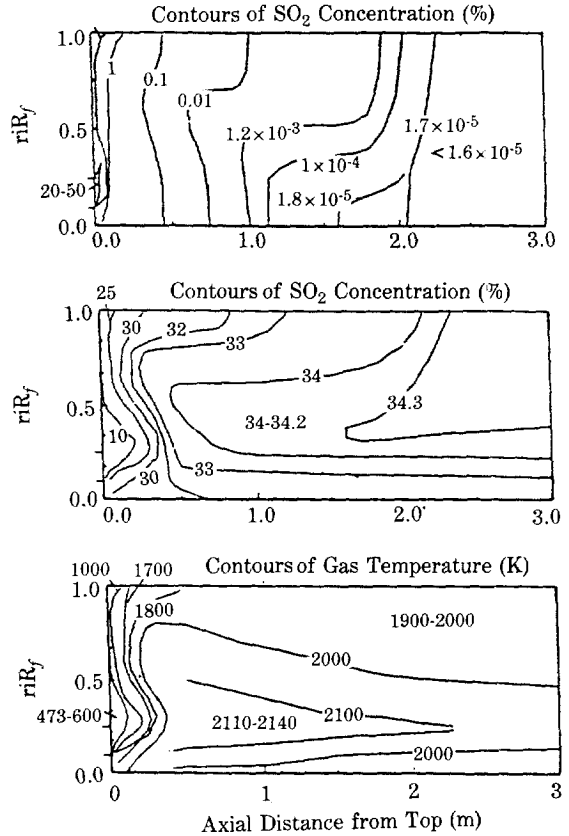


Fig. 17. Predicted contours of the SO_2 and O_2 concentrations and the gas temperature in a commercial flash-smelting furnace.

도를 얻을 수 있는 것으로 보아서 이중관버너에서 분산 가스에 의한 혼합효과가 큼을 예측할 수 있다. 그러나, Fig. 15에서와 같이 노의 상부에서는 실험치의 부족으로 모사치와의 비교를 할 수 없었다.

4-3. Outokumpu 상업용 Flash smelter

이중관버너를 사용한 상업용 flash smelting 공정의 조업조건은 Table 9에 보인 바와 같다. 상업용 공정에서는 실험치가 없으므로 수치모사값만을 검토하였다. Table 9에 보인 조건에 대한 SO_2 와 O_2 의 농도곡선 및 가스온도곡선은 Fig. 17에 보인 바와 같다. 실험실공정 및 파일럿공정에서 예측된 바와 같이 상업용 공정에서도 노상부에서 모든 반응이 일어나며, 전반적인 추세는 파일럿공정에서와 같다. 또한 Fig. 18에 보인 바와 같이, 주입가스 중 산소의 농도가 증가함에 따라 버너에서 가까운 곳에서 반응이 시작되며, 이는 실험실공

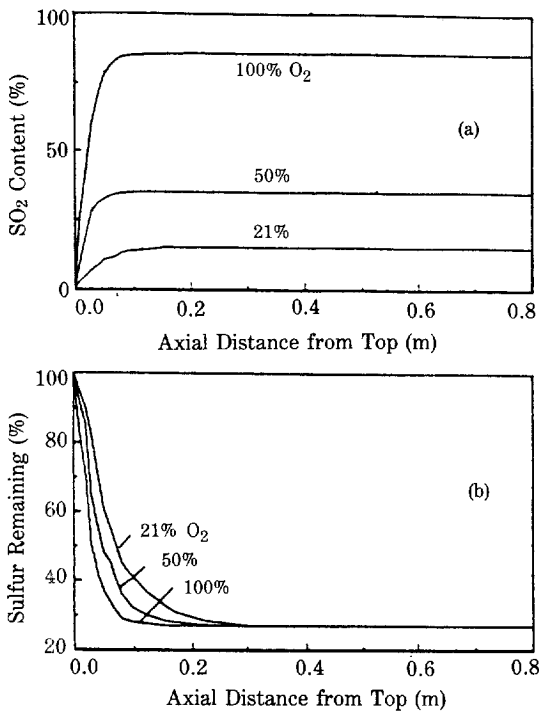


Fig. 18. Effect of O₂ content in the inlet gas: (a) SO₂ concentration profile, (b) profile of sulfur remaining.

정에서 예측된 바와 같다.

5. 결 론

본 연구실에서는 flash smelter 모사를 위하여 수치 모델을 개발하였고, 그 모델의 타당성을 입증하기 위하여 실험실규모의 관형 flash smelter 를 제작·시험하였다. 또한, 여기서 얻은 실험치와 Outokumpu pilot 시험치 등을 수치모델의 모사치와 비교·검토함으로써 아래와 같은 결론을 내렸다.

5-1. 실험실규모 flash smelter 시험

1. 전반적으로 SO₂와 O₂의 농도곡선은 실험치와 모사치가 비교적 일치한다.
2. 주입가스 중의 산소농도가 외부반응속도에 미치는 영향 : 산소의 농도가 증가할수록 증가하나 동일한 목표 matte grade 에 대해서 반응고체입자에 잔류하는 황의 양에는 변함이 없다.
3. 고체입자의 분산정도 : 실험로 상부에서 85cm 이 후되는 위치에서는 고체입자의 분산이 좋으며, 동일조

건에서는 미반응계가 반응계보다 분산정도가 좋고, 유입가스속도가 작을수록 분산정도가 좋다.

5-2. 파일롯트 실험치

1. 이중관버너가 단일관버너에 비해서 고체입자의 분산 및 반응로의 효율면에서 효과적이었다.
2. 전반적으로 실험치와 모사치가 근접한 값을 보였으나, 노상부에서는 실험데이터가 없어서 비교를 하지 못했다.

5-3. 상용로 모사

1. 상용로의 모사로부터 실제 자용로 내부에서의 가스 및 고체입자의 동특성을 추정하였다.
2. 유화동광물의 반응은 노상부에서 대부분 완료됨을 알 수 있었다.

NOMENCLATURE

- A_p : projected area of a particle
- C_D : drag coefficient, defined in Eq. (19)
- C_p : specific heat capacity
- d_p : particle diameter
- D : diffusivity
- D_p' : turbulent particle diffusivity
- E : activation energy
- g : gravitational acceleration
- h : enthalpy
- H_m : rate of heat loss due to melting
- H_r : rate of heat production by reaction
- H_v : rate of heat loss due to volatilization
- k : turbulent kinetic energy
- k_g : gas-phase heat conductivity
- k_m : mass transfer coefficient
- k_o : pre-exponential factor
- m_j : mass fraction of gas species j
- m_p : mass of a particle
- n : particle number density
- Nu : Nusselt number, defined in Eq. (31)
- p : pressure
- Pr : Prandtl number, defined in Eq. (33)
- q_{rp} : radiative heat-transfer rate for the particle phase
- Q_p : rate of heat loss due to gas-phase convection
- Q_{rg} : volumetric heat-transfer rate by gas-phase radiation
- r : radial distance from the axis of symmetry
- R : universal gas constant
- Re : Reynolds number
- S : source or sink term in conservation equations

- Sc : Schmidt number
 t : time
 t_t : turbulent time scale
 T : temperature
 u : axial velocity
 v : radial velocity
 w : tangential velocity
 X : overall fraction of sulfur removed

Greek Letters

- Γ_e : effective transport exchange coefficient
 ϵ : dissipation rate of turbulent kinetic energy or emissivity
 μ : viscosity
 ν : kinematic viscosity
 ρ : density or reflectivity
 ρ_{bp} : bulk particle density (mass of particles per volume)
 σ : Prandtl-Schmidt number for ϕ
 τ_ϕ : shear stress
 τ_p : particle relaxation time

Subscripts

- e : effective value
 g : gas
 p : particle
 t : turbulent

Superscripts

- t : turbulent
 ' : fluctuation component

Overlines

- : time-averaged
 = : second-order tensor

REFERENCES

1. Chaubal, P.C.: Ph.D. Dissertation, University of Utah, Salt Lake City, Utah, USA (1986).
2. INCO Research: "Oxygen Flash Smelting in a Converter", paper presented at the 106th Annual Meeting of AIME, Atlanta, Georgia (1977).
3. Chaubal, P.C. and Sohn, H.Y.: "Combustion and Ignition of Chalcopyrite Particles under Suspension Smelting Conditions", submitted to *Metall. Trans. B*, (1987).
4. The Staff, Mining and Smelting Div., INCO Ltd.: *J. Metals*, **7**, 742 (1955).
5. Themelis, N.J., Makinen, J.K., and Munroe, N.D.H.: "The Symposium on Physical Chemistry of Extractive Metallurgy", Kudryk, V. and Rao, Y.K., eds., TMS-AIME, 289 (1985).
6. Kim, Y.H. and Themelis, N.J.: "The Reinhardt Schuhmann International Symposium on Innovative Technology and Reactor Design in Extraction Metallurgy", Gaskell, D.R., Hager, J.P., Hoffmann, J.E., and Mackey, P.J., eds., TMS-AIME, 349 (1986).
7. Fukunaka, Y., Nakashita, S., Asaki, Z., and Kondo, Y.: "World Mining and Metals Technology", Weiss, A. ed., AIME, N.Y., **1**, 481 (1976).
8. Ruottu, S.: *Combustion and Flame*, **34**, 1 (1979).
9. Hahn, Y.B. and Sohn, H.Y.: *Chem. Eng. Comm.*, **61**, 39 (1987).
10. Hahn, Y.B. and Sohn, H.Y.: *Metall. Trans. B*, **19B**, 871 (1988).
11. Hahn, Y.B.: Ph.D. Dissertation, University of Utah, Salt Lake City, Utah, USA (1988).
12. Gosman, A.D. and Pun, W.M.: "Lecture Notes for Course Entitled "Calculation of Recirculating Flows", Imperial College, London (1973).
13. Patankar, S.V.: "Numerical Heat Transfer and Fluid Flow", McGraw-Hill Book Co., New York (1980).
14. Crowe, C.T., Sharma, M.P., and Stock, D.E.: *J. Fluid Engineering, Trans. ASME*, 325 (1977).
15. Smoot, L.D. and Smith, P.J.: "User's Manual for a Computer Program for 2-Dimensional Coal Gasification or Combustion (PCGC-2)", Combustion Lab., Brigham Young University, Utah, USA (1983).
16. Chaubal, P.C. and Sohn, H.Y.: *Metall. Trans. B*, **17B**, 51 (1986).
17. Launder, B.E. and Spalding, D.B.: "Mathematical Models of Turbulence", Academic Press, London (1972).
18. Launder, B.E. and Spalding, D.B.: *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering*, **3**, 269 (1974).
19. Smoot, L.D. and Pratt, D.T.: "Pulverized Coal Combustion and Gasification", Plenum Press, New York (1979).
20. Spalding, D.B.: "Numerical Computation of Multiphase Flows, Lecture Notes", Thermal Science and Propulsion, Purdue University, 161 (1979).
21. Smoot, L.D. and Smith, P.J.: "Coal Combustion and Gasification", Plenum Press, New York (1985).
22. Smith, P.J. and Smoot, L.D.: *Combustion Science and Technology*, **23**, 17 (1980).
23. Abbas, A.S., Koussa, S.S., and Lockwood, F.C.: "Eighteenth Symposium (International) on Combustion", the Combustion Institute, 1427

- (1980).
24. Lockwood, F.C., Salooja, A.P., and Syed, S.A.: *Combustion and Flame*, **38**, 1 (1980).
 25. Smith, P.J., Fletcher, T.H., and Smoot, L.D.: "Eighteenth Symposium (International) on Combustion", the Combustion Institute, 1285 (1980).
 26. Hinze, J.O.: *Progr. Heat Mass Transfer*, **VI**, 433 (1971).
 27. Fletcher, T.H.: Ph.D. Dissertation, Brigham Young University, Utah, USA (1983).
 28. Melville, E.K. and Bray, N.C.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, **22**, 647 (1979).
 29. Lilly, G.P.: *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **12**, 268 (1973).
 30. Weast, R.C.: "Handbook of Physics and Chemistry", 60th ed., CRC Press, Boca Raton (1980).
 31. Dutrizac, J.E.: *Can. Mineral.*, **14**, 172 (1976).
 32. Bird, R.B., Stewart, W.E., and Lightfoot, E.N.: "Transport Phenomena", John Wiley & Sons, Inc., N.Y. (1960).
 33. Szekely, J., Evans, J.W., and Sohn, H.Y.: "Gas-Solid Reactions", Academic Press, N.Y. (1976).
 34. Yazawa, A.: *Can. Met. Quart.*, **13**, 443 (1974).