

S F 燒 成 法

宋 泰 雄 譯

<仁荷大學校窯業工學科研究室>

- ◆……………編輯者註：시멘트의 製造技術은 날로 發展하여 60年代의 SP 소성 방식 時代에서 이……………◆
- ◆……………제는 새로운 소성 방식 (NSP)의 時代로 접어 들었다. 특히 에너지 淸省 이후 熱節約……………◆
- ◆……………型이 각광을 받게 되고 需要의 大型化에 따른 生産單位의 集約化 내지 大型化가 절……………◆
- ◆……………실히 要請되게 되었다. 이와 같은 사실에 입각하여 새로 開發된 소성 방식이 여러……………◆
- ◆……………가지가 있는 바 이중 日本의 石川島播磨重工業(株)이 開發, 보급하고 있는 SF 소성……………◆
- ◆……………방식에 대하여 소개코자 本稿를 게재한 것이다. ………………◆
- ◆……………本稿는 第1部와 第2部로 나누어져 있으며 1部에서는 SF 소성 방식에 대한 概要……………◆
- ◆……………와 特徵에 대하여 淸급되었고 2部에서는 秩父시멘트社에 설치한 同소성 방식을 淸……………◆
- ◆……………용한 세계 최대 규모의 單一生産 line의 運轉結果가 다루어져 있다. 따라서 各部間……………◆
- ◆……………에 展開上 약간의 重複感을 느끼리라고 보나 SF 키른의 실제 運轉 結果를 소개함……………◆
- ◆……………으로써 同소성 방식의 우수함을 실감할 수 있을 것으로 믿어 함께 게재하는 것이다. ………………◆
- ◆……………本稿의 原文이 필요할시는 編輯者에게 連絡바란다. ………………◆

第 1 部 SF 燒成方式의 概要와 特徵

1. 序

日本의 石川島播磨重工業株式會社(이하 IHI)는 SF 소성법이라는 새로운 시멘트 燒成工程을 開發하는데 성공했다. 이 프로세스는 在來의 SP 部와 로타리 키른部 사이에 氣流爐(Flash Furnace)라고 부르는 爐를 특별히 설치한 것으로서, 同프로세스는 키른 規模를 增大시키지 않고도 生産能力을 2~2.5 倍로 增加시킬 수 있으며 또한 生産能力 8,000~10,000 t/d의 키른 建設을 가능케 한다. 한편 20基 이상의 SF 소성방식의 플랜트가 稼動中이거나 建設中에 있다(表參照).

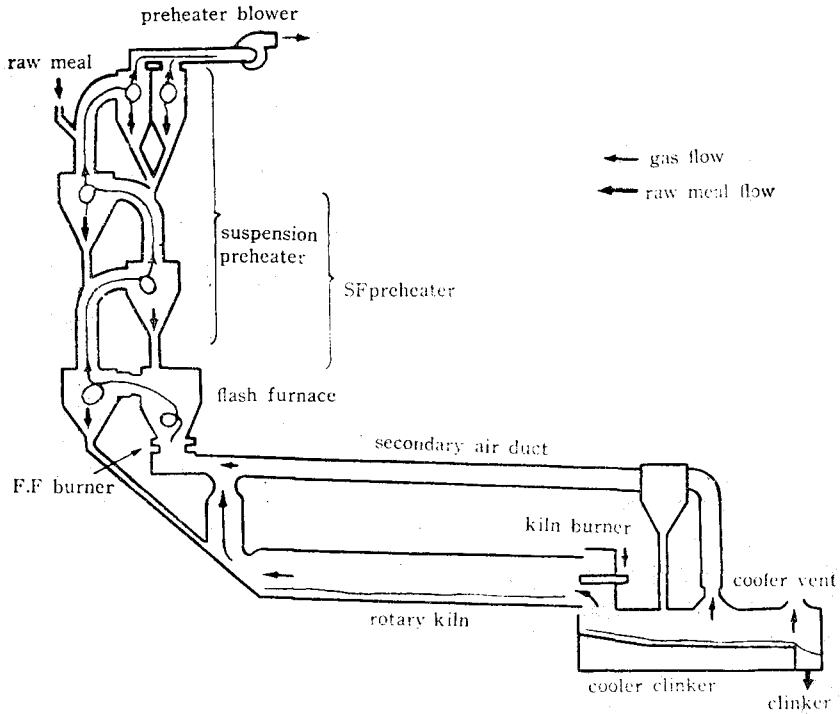
2. 開發經過

低生産성의 로타리 키른을 高效率의 小規模施設로 代替시키기 위한 開發研究가 1963년부터

시작되었다. 1965年 研究開發 끝에 Flash Furnace 라는 特殊爐가 高溫處理機로서 여러 종류의 微粉體用으로 고안되었다. 이로부터 3년 후인 1968年 上記 爐를 채택한 SF 프로세스를 最初로 알루미나 煨燒工程에 응용하여 1년간의 노력 끝에 實際利用에 성공했다. 이 성공으로 SF 프로세스를 이용한 여섯개의 알루미나 煨燒 플랜트가 현재까지 稼動되고 있다. 시멘트 工業의 경우는 1970년에야 SF 방식의 파이롯트 플랜트를 同社 研究所內에 設置한 바 1년 후에 實用化할 수 있을 것으로 判明되었다. 1972年 시멘트 燒成을 위한 SF 프로세스를 實際規模의 工場에 적용하여 試驗 플랜트를 完工하였다. 이 결과에 따라 현재 20基 이상의 플랜트가 稼動中이거나 建設中에 있다.

3. 燒成方式의 傾向

日本시멘트協會가 提示한 最近의 年度別 燒成方式別 生産能力 推移는 <그림-2>에서 보는 바



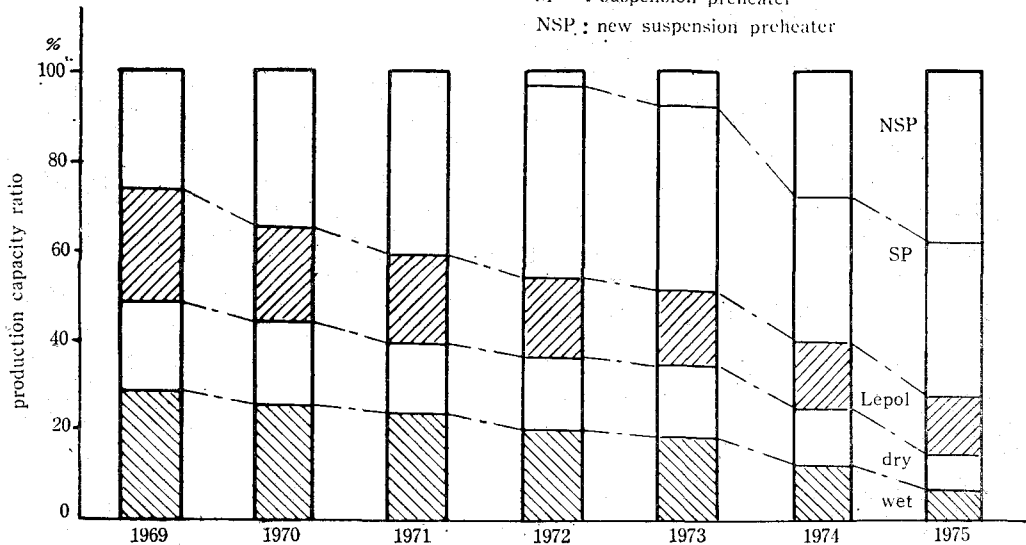
<그림-1> Flow sheet of SF process

와 같다.

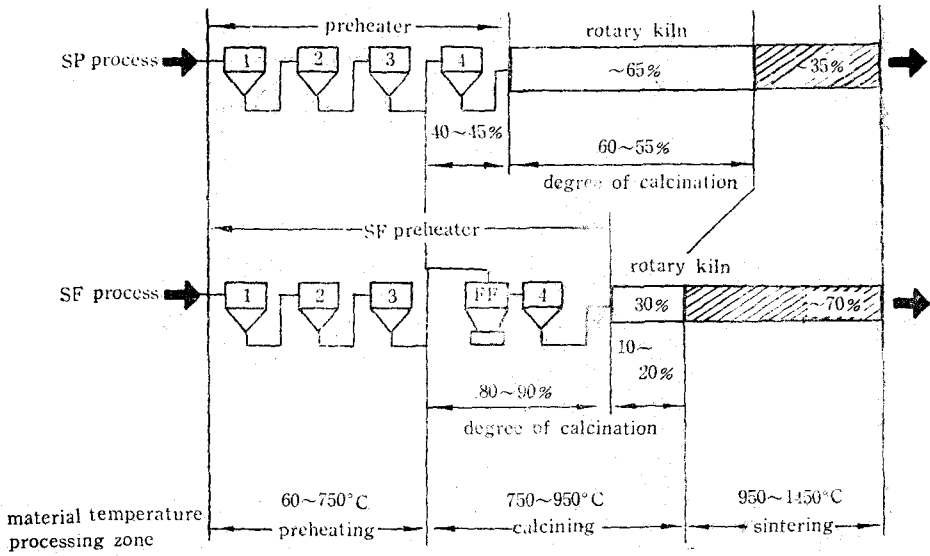
20年前 크링카 소성 방식은 西獨에서 개발한 SP附 로타리 킬른으로 특징지워졌다. 이것은 그 후 많은 改善을 보여 여러 종류의 크링카 소성

방식중 最高의 位置를 지켜 왔다. 그러나 이 SP 방식은 그동안 生産性を 提高시키고 建設費, 運轉費 및 維持費를 감소시키려는 시멘트 業界의 끊임 없는 努力에 힘입어 이제 技術的인 限界에

SP : suspension preheater
NSP : new suspension preheater



<그림-2> Percentage of production in various processes



<그림-3> Comparison of SP and SF process

도달했다. 이런 사실이 日本 시멘트 業界에서 새로 開發된 NSP 소성 방식(SF 방식을 포함한 新燒成法의 總稱)을 매우 빨리 받아 들이게 된 이유인 것이다. 새로운 소성 방식의 先頭走者인 SF 방식이 1974 년도에 새로 설치한 NSP 플랜트 중 60%의 占有率을 나타냈다.

4. SF와 SP의 比較

<그림-3>은 SF 소성 방식과 SP 소성 방식간의 차이점을 명확하게 보여 주고 있다. SP 방식에서는 煨燒反應의 45%가 프리히타에서 일어나고 나머지 55%는 로타리 킨에서 일어나게 되어 있다. 따라서 킨 容積中 入口로부터 거의 2/3는 煨燒反應으로 이용해야 했다. 물론 로타리 킨은 sintering zone에서와 같이 전체적으로 熱이 輻射에 의해 轉移되는 한 매우 합리적인 熱交換機임에 틀림 없다. 그러나 低溫帶에 있어서는 개스와 原料粒子가 直接 접촉하는 다른 종류의 熱交換機와 비교할 때 熱轉移가 效果의 이 못되고 있다.

프리히타에서의 煨燒率을 增加시키려는 諸努力도 킨에서 증발하여 프리히타의 프로세스를 순환하는 알카리, Cl, SO₃와 같은 휘발성 물질로 인하여 限界點에 와 있다. 다시 말하면 로타리 킨에서 排出되는 熱이 煨燒率을 增加시키도록 프리히타에서 有用하려면 킨에서 나오는 개

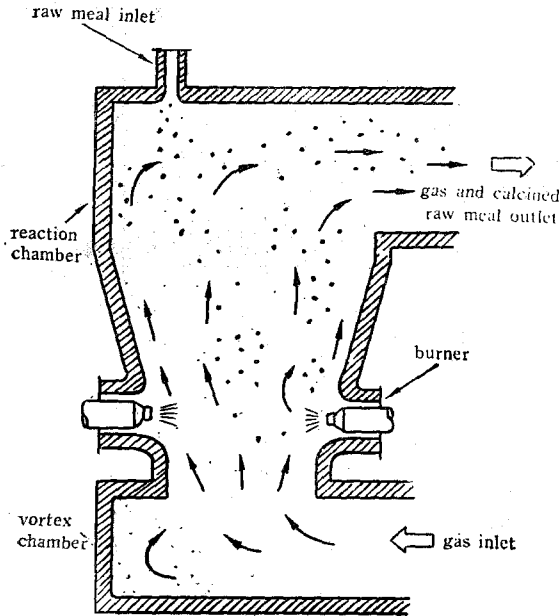
스 溫度가 1,200°C 이상으로 올라 가야만 한다. 그러나 종래의 프로세스에서는 프리히타에서 휘발성 물질의 응축으로 인한 심한 코팅 부착 때문에 불가능한 것이다. 새로운 SF系는 완전 燃燒과 원료 입자에 熱轉移가 순간적으로 일어나는 氣流爐를 이용함으로써 위와 같은 문제를 해결했다. 氣流爐는 킨 入口에서 원료의 煨燒率을 90%로 올려 生産性을 올리는데 성공했다. 따라서 킨에서의 熱轉移는 在來 킨의 것에 비하여 1/2로 줄일 수 있으며 당연히 생산량은 倍增된다.

5. 氣流爐

氣流爐의 構造와 作用에 대해서는 <그림-4>의 단면도에서 자세히 보여 주고 있다. 이 爐는 上段에 反應室과 下段에 渦卷室로 구성되어 있다. 原料投入口는 反應室 最上部에 있고 버너는 同下部에 위치하고 있다.

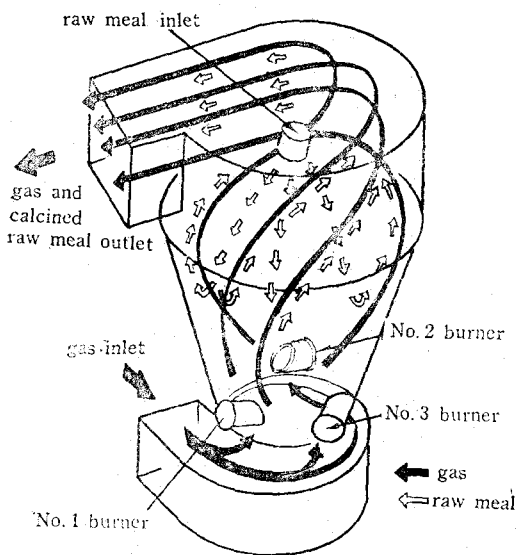
原料와 噴霧相의 燃料은 反應室로 直接 供給되고 킨 개스와 예열된 연소 공기의 혼합 개스는 강한 旋回力을 가지고 渦卷室을 통하여 反應室로 들어간다.

<그림-5>는 爐의 flow pattern이다. 渦卷室의 개스는 旋回運動을 하면서 浮遊相의 原料粒子와 함께 反應室 벽면을 따라 上流한다. 개스와 원료 입자의 혼합물은 1회 이상의 回轉을 한 후 上

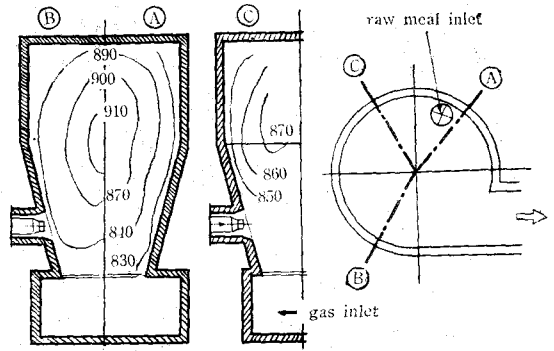


<그림-4> Sectional arrangement of Flash Furnace

流하여 出口 duct로 빠져 나간다. vortex action으로 인하여 反應室의 軸을 따라 負의 壓力地帶가 형성된다. 원료와 연료는 바로 이 地帶로 流入되는 것이다. 그리하여 원료와 개스를 수반한 연료 입자가 혼합된다. 이때 연료 입자가 연소되면서 발생하는 熱은 순간적으로 원료 입자로 轉移된다. 따라서 키른에서의 같은 연소 개스의 불



<그림-5> Flow pattern of Flash Furnace

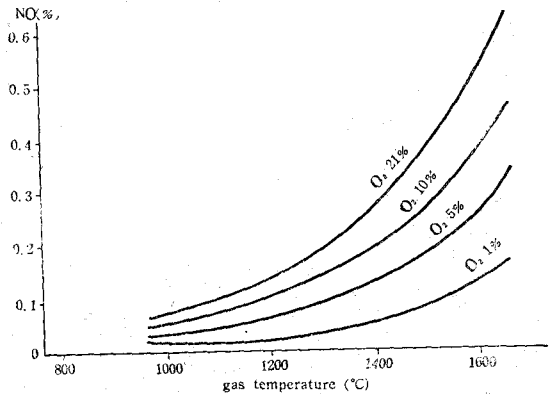


<그림-6> Temperature distribution in Flash Furnace (unit : degrees centigrade)

꽃이 氣流爐에서는 보이지 않는다. 실제 약 90%의 熱은 氣流爐에서 送風對流 현상에 의해서 轉移되고 나머지 10%만이 輻射에 의해 轉移된다. 氣流爐 自體의 크기는 작으나 매우 우수한 熱交換裝置임에 틀림 없다. 그러나 이와 같은 氣流爐를 크링카 소성에 직접 응용할 경우 원료 및 연료 입자가 一定하게 配分되고 그 결과 爐의 개스 및 원료의 온도를 一定하게 유지시키는 것이 중요한 일이다. 이것이 바로 過熱로 인한 증발에서 오는 원료 및 연료에 포함된 휘발성 물질을 막는 것이다.

현재의 爐의 規格, 버너의 부착 위치, 원료 공급 방법 등은 flow pattern의 온도 측정과 관찰을 반복한 후 擇한 것이다. 日産 2,400톤의 氣流爐에서 측정한 3面에서 본 溫度分布의 例를 <그림-6>에서 等高線으로 보여 주고 있다. 이를 보면 氣流爐內의 온도 분포는 830~910°C 범위에 들어 와 있다.

<그림-7>은 대기 오염의 主要原因인 NO의 發



<그림-7> Generation ratio of nitrogen oxide

生量에 따른 연소 개스의 온도와 산소량의 관계를 보여 주는 것이다. 여기에서 보면 NO는 온도와 산소량의 증가에 따라 크게 증가된다. 氣流爐에서의 연소는 900°C 이하에서 이루어지기 때문에 NO의 형성은 SP 키른에 비해 1/4에 불과하다.

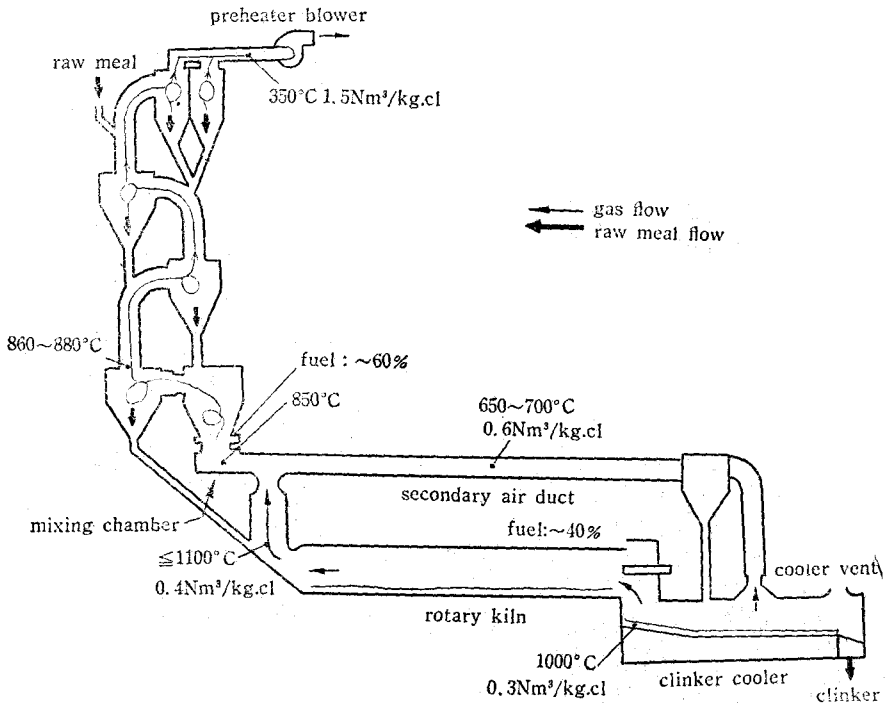
6. SF process의 運轉

여러개의 플랜트 운전에서 얻은 SF 프로세스의 주요 지점의 평균 온도와 개스 流量을 <그림-8>에서 보여 주고 있다. 키른의 생산량을 倍加시키기 위해 약 40%의 연료를 키른 버너로 투입하고 나머지 60%를 氣流爐에서 연소시킨다. 클라의 最高溫帶에서 회수한 키른으로 들어가는 연소 공기의 온도는 약 1,000°C이며 2차 공기 duct를 통하여 氣流爐로 들어가는 연소 공기 온도는 650~700°C이다. 이 2차 공기는 1,100°C 이하의 키른 排개스와 혼합하게 되며 그때 혼합 개스의 온도는 약 850°C로 된다. SF 프로세스의 특징은 氣體相의 휘발성 알칼리 혼합물을 포함하고 있는 키른 개스가 2차 공기에 의해 냉각

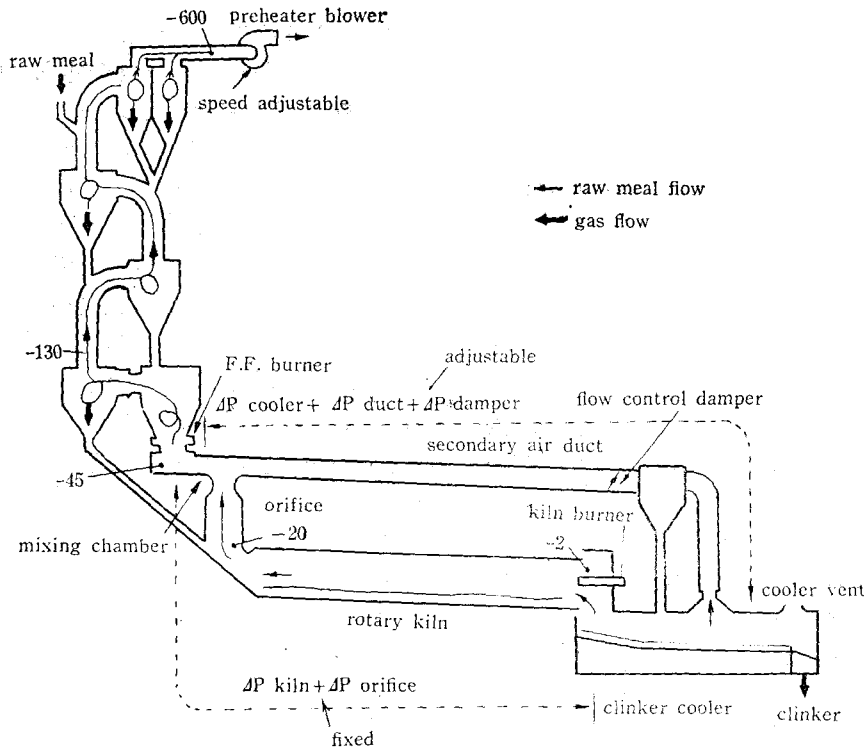
되고 이때 순간적으로 키른에서 나온 粉塵粒子의 표면에 알칼리 성분이 응축된다. 이 때문에 프리히타 벽면의 코팅은 보통 생기지 않는다. 두가지 개스의 混合地點은 실제 키른 排개스 duct와 아주 가까운 곳에 배치되어 있으며 개스의 혼합이 완전하고도 순간적으로 이루어지게 만들어졌다. 이와 같은 SF 프로세스 構造上的 利點으로 해서 통상 프리히타의 벽면을 청소할 필요가 없으며 싸이크론이 막힐 염려도 없다. 만일 청소가 필요할 때에는 混合室 앞에 있는 키른 排개스 duct에 局限한다.

전체 압력 손실 600 mm H₂O 下에서 운전되는 draft에 대하여는 <그림-9>에서 보는 바와 같다. 氣流爐는 연소용 2차 공기의 높은 운동 에너지가 필요치 않게 설계되었다. 그러므로 2차 공기 duct에 크링카 粉塵에 의해 방해를 받고 클라에서 나오는 高溫 공기에 限界가 있는 hot air blower를 설치할 필요자 없다.

Orifice라는 좁은 통로는 키른 排개스 duct와 混合室 사이에 설치되고 flow control damper는 2차 공기 duct에 설치된다. 이와 같은 배열로



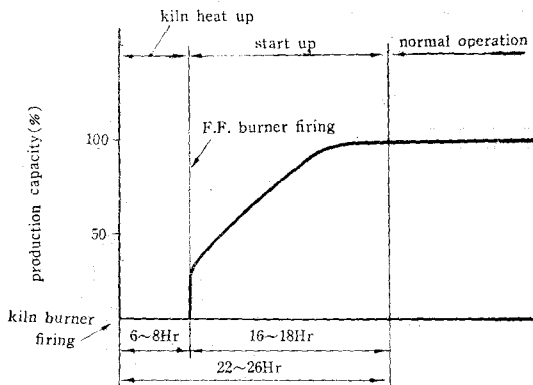
<그림-8> Gas temperature and flow of SF process



<그림-9> Draft of SF process (mmH₂O)

키른 버너와 氣流爐 버너의 연소 공기의 分離調節을 가능케 하고 있다. 즉 전체 개스의 流通은 프리히타 blower의 속도에 의해 조절되는 한편 爐에로의 연소 공기 流通은 flow control damper에 의해 조절되어 이 두가지 燃燒 시스템의 excess air ratio는 항상 最適狀態로 유지될 수 있다.

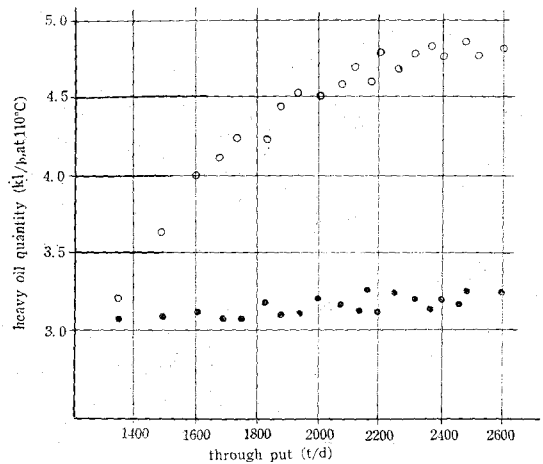
또한 SF 프로세스는 高溫의 空氣가 순환되고 모든 system이 negative를 유지하여 dust를 함유한 高溫 개스가 절대 외부로 排出되지 않는 利點이 있다.



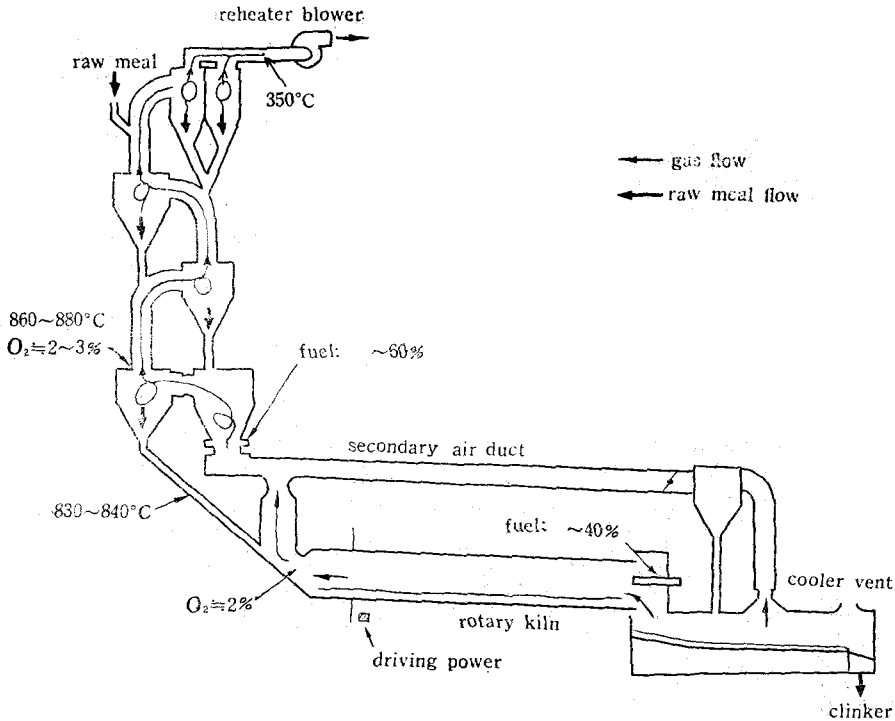
<그림-10> Operating chart of SF process

<그림-10>은 SF의 운전 차트이다. SF 키른의 크기는 同一生産量의 SP 키른에 비하여 1/2의 것이다. 이같이 작은 키른은 짧은 시간내에 加熱할 수가 있으므로 어려움 없이 22~26 시간내에 정상적인 생산량을 소성할 수 있다.

정상적인 운전시 키른의 燃料量은 거의 일정하게 유지시키고 크링카의 생산량과 燃燒狀態는 주



<그림-11> Relation between clinker throughput and fuel oil



<그림-12> Operational targets of SF process

로 氣流爐의 燃料로 조절한다(<그림-11> 參照).

氣流爐에서의 熱轉移가 순간적으로 이행되고 킨에서의 滯留時間이 비교적 짧기 때문에 어떤 종류의 운전상의 攪亂(disturbance)도 短時間內에 해결될 수 있다. 氣流爐의 燃料은 4단계 싸이크론에서 개스와 원료의 온도가 적절히 유지되도록 조절하게 되어 있다. 물론 draft는 킨後端 및 氣流爐 出口의 산소량을 각각 2% 및 2~3%를 유지토록 조절한다.

<그림-12>는 SF 운전상의 온도와 draft 수준의 目標値를 보여 주고 있다. 더우기 크링카 조성 상태는 어떤 다른 프로세스보다 킨 驅動力 변화에 의해 더 정확하게 분석될 수 있다. 킨 驅動力의 변화는 곧 킨 燒成帶의 溫度變化를 豫告하는 것이다.

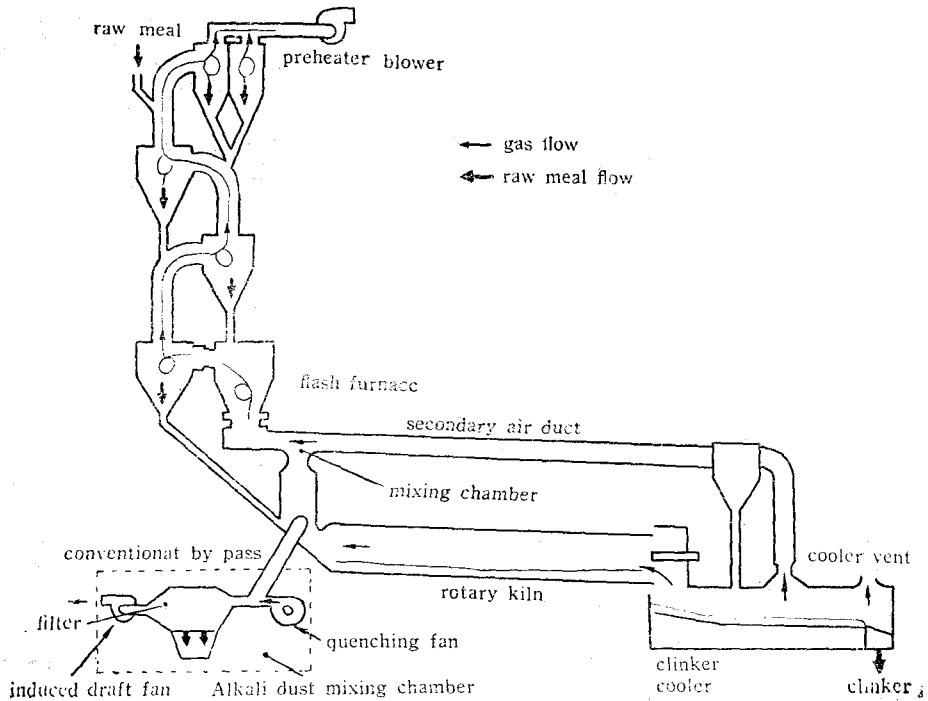
SF 방식에서는 킨과 氣流爐의 두곳에 버너가 있기 때문에 시스템이 복잡해 보인다. 그러나 氣流爐의 버너는 中央制御室에서 불을 붙이고 끄는 것을 조절할 수 있게 먼 곳에서도 조절되는 型으로 되어 있다. 킨이 假燒機能을 가지지 않은 만큼 킨 버너의 燃料投入量은 일정하다. 그러므로 SF 프로세스 전체의 運轉은 SP보다 훨씬 용이하다. 크링카의 알카리 성분을 줄이거나

심한 코팅으로 인한 킨 運轉上的 障害를 피하기 위해 在來의 SP에서는 알카리 성분을 제거하는 by-pass system을 설치했다. by-pass system의 原理는 개스相中에 알카리 혼합물을 포함하고 있는 킨 개스의 일부를 분리 急冷하는 것이다. 그리하여 알카리분을 粉塵 표면에 응축시키고 同시스템에서 除去되는 粉塵은 filter로 포집하는 것이다. 따라서 同시스템을 통과하는 킨 개스는 그만큼의 열을 더욱 손실케 한다.

SF 프로세스에서도 SP와 같이 在來의 by-pass system을 설치하는 것은 <그림-13>에서 보는 바와 같이 가능하나 이럴 경우 SF 방식은 킨 排개스중의 알카리 濃度가 약 2배이기 때문에 더 많은 利點이 있다. 그러므로 필요한 만큼의 알카리 量은 by-pass를 통하여 1/2의 개스量을 가지고도 煤될 수가 있어 열손실도 1/2이 된다.

7. 耐火煉瓦의 壽命

SF 방식의 가장 큰 이점중의 하나는 耐火煉瓦의 壽命에 있다. <그림-14>는 SP 킨에 있어서 單位生産能力에 대한 耐火煉瓦의 平均壽命値와 單位當比 消費量을 나타내고 있다. 이 數値는 1972年 日本시멘트協會의 燃料委員會에서 보



〈그림-13〉 By-pass system of alkali compounds

고한 것이다.

SP 방식에서는 킬른 규모 擴大에 따라 熱負荷 增大로 煉瓦의 壽命이 짧다. 또 킬른 内部作業 (補修 등)이 어렵고 時間이 많이 消費된다. 그러므로 日間 5,000 噸級 이상의 SP 킬른을 설치하는 것은 年間 維持補修費 및 補修時間을 감안할 때 이미 非經濟的인 것으로 나타났다. SF 킬른의 크링카 생산량은 SP 킬른에 비해 2배가 된

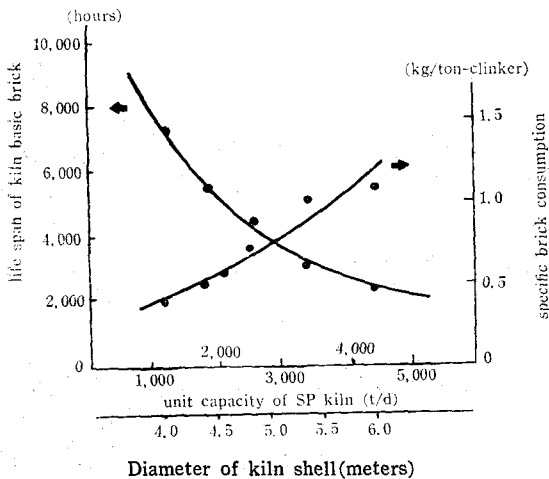
다. 더우기 SF 킬른의 경우 소성용 연료의 40% 만이 킬른에서 사용되어 킬른의 熱負荷가 SP 킬른에 비하여 80%가 감소된다. 따라서 SF 킬른의 煉瓦의 壽命은 同一 規格의 SP 킬른보다 더 길고 單位生産能力에 비해 1/2 밖에 안된다. 예를 들면 日間 2,000 噸 能力의 SF 킬른의 煉瓦壽命은 1,000 噸 能力의 同一 規格인 SP 킬른의 煉瓦壽命보다 길다. SF 킬른에서의 그와 같은 결과는 熱負荷의 감소에서 오는 것 뿐만 아니라 킬른內 溫度의 均一性에서 오는 이유가 더 크다. 이같은 사실은 秩父社에 처음 건설한 2,000 t/d 플랜트에 의해 증명된 바 이 경우 煉瓦의 壽命이 20,000 시간을 상회하는 기록을 수립했다.

8. SF 프로세스의 長點

SP 소성 방식과 비교한 SF 소성 방식의 長點은 다음과 같다.

1) 單位生産能力

生産量이 倍增된다. 그러나 既存의 乾 濕式 킬른을 SF 소성 방식으로 改造하면 生産량은 當初보다 3~4 배나 늘어난다. 한편 日間 8,000~10,000 噸級의 대형 킬른 건설이 기술적으로 가능



〈그림-14〉 Life span and specific consumption of basic brick for SP kiln

하다. 이것은 생산 단위당 勞動力을 감소시킨다.

20% 이상이 節約된다. 물론 이런(後者) 규모의 경우 SP 소성 방식으로는 2基의 키른을 설치해야 한다.

2) 建設費

建設費는 生産能力 提高로 크게 절약된다. 日産 3,000~4,000 톤 키른의 경우 약 10%의 建設費가 節約되고 8,000~10,000 톤 키른의 경우는

3) 建設敷地

SF 키른의 설치는 약 25%의 건설 부지를 줄

<表>

SF 키른의 設置現況

Customer		Output (t/d) Guarantee (Attained)	SF Type	Kiln Dimension (Inner dia × Length) (m)	Delivery	Remarks
Chichibu Cement Co., Chichibu No. 1 Works	Japan	2,000(2,075)	—	3.9 × 51.4	1971	Conversion from 900t/d Lepol kiln
Chichibu Cement Co., Kumagaya Works	Japan	7,200(3,000)	#237	5.5 × 100	1973	Conversion from 1,800 t/d wet long Kiln
Sumitomo Cement Co., Tochigi Works	Japan	2,150(2,600)	#132	3.5 × 66	1973	Conversion from dolomite kiln
Nihon Cement Co., Saitama Works	Japan	4,800(5,200)	#232	4.75/5.25 × 84	1973	Conversion from 1,800 t/d wet long kiln
Hitachi Cement Co., Hitachi Works	Japan	(1,500)	—	4.2 × 64	1973	Additional Installation of Flash Furnace in existing 1,350 t/d IHI-HUMBOLDT suspension preheater
Chiyoda Cement Co., Ohmi Works	Japan	4,000(5,100)	#232	4.1/4.5 × 90	1974	Conversion from 1,500 t/d wet long kiln
Nittetsu Cement Co., Murooran Works	Japan	2,700(2,800)	#132	4.2 × 64	1974	
Nihon Cement Co., Tosa Works	Japan	2,400(2,600)	#132	3.4/3.75 × 74	1974	Conversion from 600t/d dry short kiln with waste heat boiler
Osaka Cement Co., Ibuki Works	Japan	— (3,600)	—	5.6/5.4 × 100	1974	Additional Installation of Flash Furnace in existing 3,200 t/d Dopol suspension preheater
Tokuyama Soda Co., Nanyo Work	Japan	6,000(7,000)	#241	5.7 × 110	1974	
Nippon Steel Chemical Co., Tobata Works	Japan	2,200(2,250)	#132	3.45/3.75 × 70	1974	Conversion from 800t/d wet long kiln
Hitachi Cement Co., Hitachi Works	Japan	2,800(3,000)	#135	4.2 × 64	1974	
General Cement Co., Volos Works	Greece	4,000 (—)	#232	4.8 × 72	1975	
Fars and Khuzestan Cement Co., Behbahan Works	Iran	2,700 (—)	#135	4.2 × 64	1975	
Fars and Khuzestan Cement Co., Doroud Works	Iran	2,500 (—)	#135	4.2 × 64	1975	
Sumitomo Cement Co., Ako Works	Japan	7,200 (—)	#237	5.6 × 94	1975	
Taiwan Cement Corp. Kaohsiung Works	Taiwan	2,000 (—)	#132	4.0 × 59	1975	
Mitsui Cement Co., Tagawa Works	Japan	4,000 (—)	#137	4.7 × 74	1976	
*National Cement Co., Regland Works	U.S.A.	2,000 (—)	#132	4.12 × 97.6	1976	Conversion from 1,066 t/d dry long kiln
*Cement Norte Pacasmayo S.A. San Isidro	Peru	2,000 (—)	#132	4.1 × 57.9	1976	
Chichibu Cement Co., Chichibu No. 2 Works	Japan	4,800 (—)	#232	5.5 × 83	1976	Conversion from 1,800 t/d wet long kiln
**Taiwan Cement Corp. Chikuto Works	Taiwan	1,600 (—)	#129	3.8 × 55	1976	

* Supplied by Fuller Company U.S.A.

** Supplied by Taiwan Cement Engineering Company.

일 수 있다.

4) 熱消費

SF 키른은 輻射에 의해 熱損失을 줄이고 lottle에 의해 熱消費를 더 줄일 수 있다.

5) 耐火煉瓦 消費

前述한 바와 같이 SF 키른의 煉瓦消費는 SP 키른의 1/2~1/3에 불과하다.

6) 補修時間

耐火煉瓦의 壽命延長으로 키른內의 보수 作業 시간이 줄어 年間 약 10日이 감소된다.

7) NO 개스 公害

NO의 형성이 氣流爐에서 연소될 때 低溫 및 低酸素量으로 SP 방식에 비해 1/4밖에 안 이루어진다.

第2部 世界最大 SF 燒成 키른의 運轉實績

1. 序

過去 數年間 日本 시멘트 業界에서는 에너지 節約面 및 設備의 集約化와 稼動率 向上을 통한 플랜트의 生産性 提高에 至大한 노력을 기울여 왔다. 在來燒成方式 특히 SP 附 로타리 키른에 의해 플랜트의 에너지 소비량을 대폭 절감시키 오기는 했으나 設備의 大型化에 수반되는 여러가지 制限要因으로 말미암아 로타리 키른의 가동률은 크게 낮아졌다. 또한 생산 설비의 集約化를 통한 플랜트의 경제성도 만족스럽게 발휘되지 못했다. 이런 배경 속에서 1971年 SF 소성 프로세스가 개발, 완성된 바 이 방식에서는 원료를 소성할 때 소모되는 소비 열량의 절반을 요하는 反應 즉 原料中에 함유된 탄산칼슘과 탄산마그네슘의 脫炭酸反應(이하 煨燒反應)이 熱交換 效率이 높은 氣流爐에서 약 90%나 이루어질 수 있게 되었다. 그리하여 로타리 키른에서 所要傳熱量이 상당히 감소될 수 있게 됨에 따라 SF 키른의 생산 능력은 同一規模에 있어서 SP 키른의

2倍 이상, 습식 키른의 4倍까지 增大시킬 수 있다. 따라서 위에서 말한 SP 키른의 大型化에 따른 문제점은 SF 소성 방식에 의해 해결되었다.

더우기 이 SF 방식에서의 煨燒反應은 氣流爐(Flash Furnace)에서 이루어지고 하소된 원료를 크링카로 만드는 소성 반응은 키른에서 各各 分離하여 이루어짐으로써 이 두가지 反應은 상호 간섭 없이 자유로이 control될 수 있게 되었다. 따라서 燒成工程의 運轉管理와 最適化는 재래의 다른 방식보다 容易하게 되었으며 이에 따라 全工程이 보다 안정된 상태에서 유지될 수 있게 되었다. 그밖에 同방식은 排氣中 질소산화물 농도의 감소를 가능케 함으로써 대기 오염 방지에 있어서도 效果의임이 確認되었다.

여러가지 利點이 있는 SF 소성 방식이 實用化에 성공한 후 日本 및 各國에서 높이 評價를 받았으며 그로 인하여 各國에 SF에 관한 技術輸出이 이루어졌고 20基 이상의 플랜트를 受注하였으며 그중 15基는 76年 3月 現在로 이미 稼動되고 있다.

本稿에서는 秩父시멘트(株) 熊谷工場에 設置된 世界 最大의 SF 소성 설비의 概要와 運轉結果에 대해서만 소개코자 한다. 同設備는 日産 7,200 噸級으로서 2年半 동안 순조롭게 運轉되었다.

2. 設備概要

秩父시멘트社 熊谷工場의 既存 습식 키른을 SF 키른으로 바꾸기 위한 計劃이 1972年 가을부터 시작된 바 이는 1971年 11月 同社의 第1工場에 完工한 日産 2,000 噸級의 最初의 SF 키른의 運轉 데이터에 根據한 것이다. 同計劃의 目的은 公稱生産能力 1,800 t/d級(最大 2,000 t/d)인 日本에서의 最大 습식 키른을 SF로 改造하여 생산 능력을 4倍 즉 公稱能力 7,200 t/d(最大 8,000 t/d)級으로 增大시키는 것이었으며 아울러 에너지 節約을 위해 연료 소비를 약 40%(1,200에서 740 kcal/kg-clinker) 절감시키기 위한 것이었다.

SF 設備의 主要規格은 <表-1>과 같으며 flow sheet는 <그림-1>에서 보는 바와 같다.

Kiln feed* (4 sets)	Model Capacity Pump Compressor	Pneumatic conveyor 150 t/h Kinyon pump (Fuller F-K10' type) Rotary compressor (Fuller C-300 type)
Precipitator for clay dryer* (1 set)	Model Capacity Gas temperature Outlet dust load	Electrostatic precipitator 10,000 m ³ /min 120°C 30 mg/Nm ³
Precipitator for raw mill (1 set)	Model Capacity Gas temperature Outlet dust load	Electrostatic precipitator (EP-ES type) 17,000 m ³ /min 100°C 30 mg/Nm ³
SF-preheater (1 set)	Type Flash furnace Tower Burner Preheater blower (2 units)	IHI-SF system #237 type 7.4 m ϕ , 280 m ³ \times 2 24 m (breadth) \times 17 m (length) \times 68.6 m (height) 9t/h (max.) \times 2 9,700 m ³ /min \times 770 mmAq \times 2, 100 KW
Rotary kiln (1 set)	Size Gradient Number of support Revolutions Drive Burner	5.5 m ϕ \times 100 m (length) 4% 4 0.7~3.5 rpm 400 KW D.C. \times 2 14t/h (max.)
Clinker cooler (1 set)	Model Effective area Grate speed Drive Number of cooling air chambers Number of cooling air fans	Three-stage combi-grate 166 m ² 25~5 stroke/min 37 KW \times 1.55 KW \times 2 10 7
Precollector for vent air (2 sets)	Model Capacity Gas temperature Outlet dust load	Multiclone + EP-ES type electrostatic precipitator 8,000 m ³ /min \times 2 250°C 30 mg/Nm ³

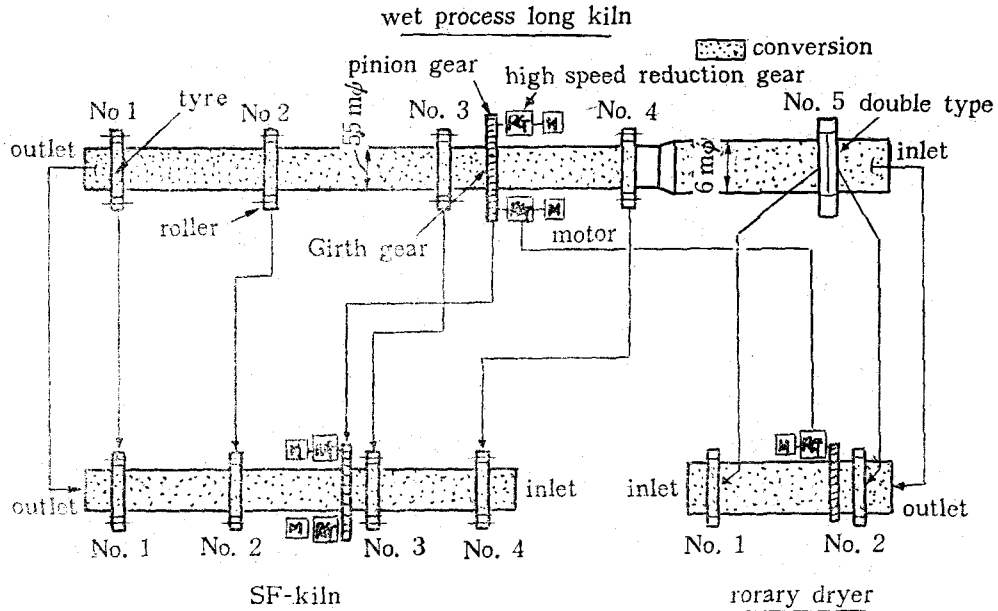
* Equipments not supplied by IHI, but provided by Chichibu Cement Co., Ltd.

1) 既存 킨의 效果的 利用

SF 프로세스의 特徵中 하나는 既存의 舊型 킨을 利用하여 燒出量을 현저하게 增加시킬 수 있다는 것이다. 여기서 言及하는 플랜트는 既存의 습식 킨을 효율이 좋은 SF 킨으로 改造한 것이며 <그림-2>에서 보는 바와 같이 粘土를 事前乾燥시키기 위한 로타리 건조기를 설치

한 것이다.

既存 킨은 直徑 5.5/6.0 m ϕ , 길이 180 m 로서 5組의 타이어와 몰라가 받치고 있으며 경사도는 2.5%였다. 그 킨은 소위 twin drive 로서 驅動裝置는 出口쪽에서 보아 第3支點에 부착되어 있는 girth gear와 거기에 2個의 pinion gear가 서로 톱니바퀴로 물려 있고 2個의 高速 減速機로 구성되어 있으며 이들은 330 KW 모타



〈그림-2〉 Utilization of existing rotary kiln

에 연결되어 있다. 이 既存 킨 中 SF 킨에 利用된 것은 직경 5.5m, 길이 100m의 胴體와 4組의 타이어 및 볼라였다. 세심한 研究 끝에 4個의 支點 위치를 결정하였는 바 이는 改造 후 킨 운전시 耐火煉互, 코팅, 원료 등의 荷重을 견딜 수 있도록 하기 위해서였다.

改造하는 SF 킨은 습식 킨보다 4배나 되는 원료를 다루어야 하기 때문에 킨의 경사도를 4% 올렸으며 그밖에 最大速度를 1.2 rpm에서 3.5 rpm으로 증가시켰다. 改造된 킨의 경우 pinion 軸當 動力은 400 KW가 소요되었으나 킨 回轉速度의 增加와 반비례하여 girth gear와 pinion 軸의 變速力이 감소되었기 때문에 이와 같은 기존 킨의 部品들이 利用될 수 있었다. 따라서 SF 킨은 2臺의 高速減速機와 2臺의 400 KW 直流 모타만이 새로 설치되었고 그밖의 기계들은 모두 既存 킨의 것이었다.

한편 直徑 6.0m의 胴體 40m와 나머지 double 타이어를 2個로 분리하여 2支點의 로타리 dryer를 만들었다. 습식 킨 內部에서 원료를 건조시키기 위해 부착된 많은 熱交換 체인을 除去시켰으며 그대신 radial flight lifter, cross-lifter 등과 같은 內部構造物을 설치하여 커다란 圓筒內에 점토를 均一하게 分散시켜 비교적 낮은

온도의 排개스와 原料가 보다 효과적으로 熱交換이 이루어지도록 하였다. 또한 乾燥機는 경사도 4.5%로 설치하였고 200 KW의 single 驅動裝置는 運轉恒速을 1.5 rpm으로 하였다. 한편 2組의 支點 roller와 girth gear 및 pinion gear는 새로 설치했으나 pinion 軸에 連結된 高速減速機에 대해서는 습식 킨에 있던 것 중 한臺를 사용하였다. 한마디로 既存 습식 킨의 대부분의 機器들은 改造된 SF 플랜트의 킨 및 로타리 乾燥機에 利用하였다.

2) 原料施設

原料中에서 濕分이 많은 粘土만은 예비 건조를 하는 바 이는 SF 프리히타에서 나오는 340°C의 排개스에 의해서 로타리 건조기에서 수분 함량 약 8%까지 건조된다. 이것은 그 다음 과정을 순조롭게 하기 위한 것이다. 原料 4成分 즉 석회석, 예비 건조된 점토, 실리카 및 철광석은 각각 定量供給機에 의해 所定の 配合 비율에 따라 혼합하고 並列로 설치된 190 t/h 능력의 롤러 밀 3臺에 의해 동시에 88 마이크로 殘渣 약 8%의 粉末度로 분쇄된다. SF 프리히타로부터의 排개스는 또한 밀로 연결되어 原料中의 약 5%의 水分을 분쇄 과정에서 건조시킨다. 그리고 나면 밀

入口 原料의 水分 함량은 약 0.5% 미만인 된다.

이렇게 微粉碎된 原料는 homogenizing 사이로에서 10 시간 정도에 걸쳐 혼합되어 3,000 톤급의 저장 사이로 2基에 보관된다. 原料 샘플은 homogenizing 사이로 입구에서 채취되어 batch 式 X-ray 定量分析器에 의해 化學的 成分이 分析된다. 그후 혼합 비율의 필요한 교정은 컴퓨터에 의해 自動的으로 수행된다. 이런 과정을 거쳐 키톤에 投入될 原料는 水硬率(HM= $\text{CaO}/(\text{SO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3)$)의 경우 표준 편차가 目標值 2.10 보다 낮은 0.02 이하의 범위가 되면 일치하게 되는 것이다. 이와 같은 原料의 均質化는 SF 키톤의 안정 운전전에 크게 기여하게 된다.

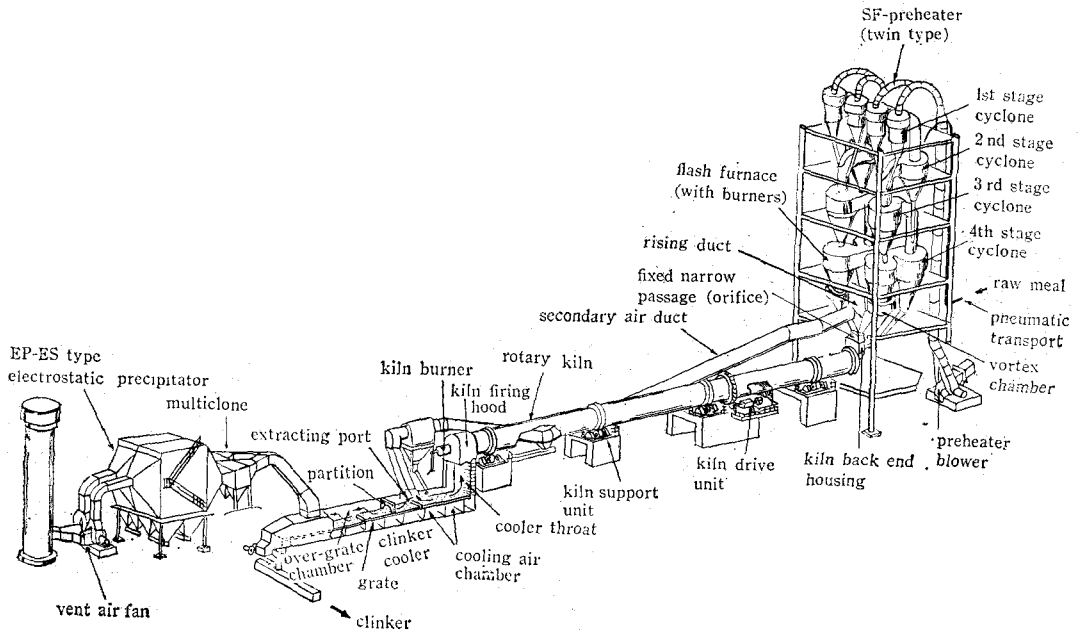
3) SF 키톤의 크링카 소성 설비

SF 키톤의 소성 설비는 <그림-3> 과 같다. 生産規模가 크기 때문에 SF 프리히타는 2個 系列로 竝立되어 있으며 各各은 4段階 싸이크론으로 構成되어 있다. 原料는 저장 사이로에서 引出하여 압축 공기를 이용한 콘베이어에 의해 各系列의 最上段 즉 제 1 단계 프리히타로 壓送되어 3 단계의 프리히타를 통과하는 동안 duct 와 싸이

크론에서 熱交換에 의해 점점 높은 온도로 豫熱되며 이후 이와 같이 된 原料는 SF 프로세스의 특징인 氣流爐로 投入된다. 2個의 氣流爐의 크기는 각각 直徑 7.4 m 이고 有效 內部容積은 280 m^3 이다. 全體 燒成工程에서 소비되는 燃料의 60% 이상은 각각 4個의 버너를 가진 2個의 氣流爐에서 연소되며 이 과정에서 原料의 脫炭酸率이 약 90% 수준까지 이루어진다. 煨燒된 兩系列의 原料는 4 단계 싸이크론에서 氣流와 分離된 후 키톤 入口에서 合流되어 키톤으로 들어 가게 된다.

습식 키톤을 改造한 SF 키톤의 有用內部容積은 230 mm 두께의 煉瓦를 쌓은 후 1,995 m^3 에 이른다. 3個의 버너 gun 을 하나의 blast tube 에 넣어서 大型 키톤용으로 特殊設計된 버너에서 약 40%의 燃料가 크링카 클라에서 回收된 아주 高溫의 2次空氣와 함께 연소된다. 그렇게 하여 키톤으로 投入되는 煨燒된 原料는 平均 약 20 분간의 滯留時間을 거쳐 약 1,450°C 까지 加熱되어 크링카로 소성된다.

3 단계 grate 型으로 된 클라(有效面積 : 166 m^2)는 키톤에서 나오는 크링카를 약 110°C 까지 냉각시키며 同클라에서 나오는 高溫의 燃燒空氣



<그림-3> Arrangement of SF clinker burning equipment

를回收하여 키른과 氣流爐에 공급하여 SF 플랜트의 熱效率을 提高시킨다.

4) 폐열 이용 및 排개스 處理設備

SF 프리히타에서 나오는 排개스는 混合 원료를 건조시키는데 필요한 量 만큼은 원료 밀로 引入되고 나머지는 粘土乾燥機로 보내진다. 3臺의 밀중 1臺가 정지되는 경우 보다 많은 量의 廢개스가 乾燥機를 통과하게 되며 乾燥機의 排개스의 온도가 높게 된다. 그렇게 되면 그 다음 단계인 電氣集塵機의 效率이 감소된다. 그러므로 粘土 處理量, 粘土水分 및 通過 개스量에 變動이 생김에 따라 언제나 건조기의 排개스 온도를 120°C 이하로 유지하기 위해 乾燥機內에 물의 분무가 실시된다. 同乾燥機는 粘土의 豫備乾燥와 건조기의 排개스의 溫度와 水分을 조절하도록 충분한 증발 능력을 갖도록 설계되어 있다.

乾燥機에서 나오는 排개스는 既存 습식 키른에 부착되어 있던 전기 집진기에 의해 처리되며 원료 밀에서 나오는 排개스는 石川島播磨重工業(株)에서 開發한 EP-ES型 集塵機에 의해 처리된다. 이렇게 淨化된 개스의 含塵濃度는 30mg/Nm³ 미만을 유지하게 된다. 한편 集塵하기가 매

우 어려운 10~30g/Nm³ 濃度의 크링카 粉塵을 함유한 클라에서 나오는 排氣는 multicyclone과 EP-ES型 전기 집진기에 의해 淨化되며 그렇게 처리한 후의 粉塵濃度도 역시 30mg/Nm³ 이하로 유지된다.

EP-ES 集塵機는 EP 단계와 ES 단계로 나누어져 있다. EP 단계는 在來의 전기 집진기에서와 같이 放電線과 集塵電極板으로 이루어져 있는 바 이는 粉塵의 대부분을 포집하는 동시에 粉塵粒子에 荷電시키는 기능을 가진다. 한편 ES 단계는 電氣流體力學의으로 EP 단계에서 集塵하고 난 나머지 微粉塵을 효과적으로 포집하도록 後段에 설치되어 있다. 이와 같은 2단계로 된 EP-ES 集塵機는 종래의 電氣集塵機에 비해 安定化되고 집진 효율이 높게끔 되어 있다.

3. 運轉結果

本플랜트는 1973年 12月 試運轉 이후 플랜트의 大型化에 따른 약간의 미미한 문제점이 있었으나 이는 점차로 해결되고 순조로운 運轉을 할 수 있게 되어 日產 7,000~7,500톤의 생산 실적을 이룩하게 되었다. 1975年 가을부터는 7,700~8,000t/d의 最大 생산 실적을 올렸으며 이때

<表-2>

Operating conditions under 8,000 t/d.

SF-preheater	value	rotary kiln	value	clinker cooler	value
Exhaust gas volume (Nm ³ /kg-clinker)	1.43	Waste gas temperature (°C)	1,030	Vent air volume (Nm ³ /kg-clinker)	1.18
Waste gas temperature (°C)	340	O ₂ content in waste gas (%)	1.5	Vent air temperature (°C)	248
O ₂ content in waste gas (%)	4.0	Heat consumption of kiln (kcall/kg-clinker)	284	Dust load of vent air (g/Nm ³)	30
Dust load of waste gas (wet base) (g/Nm ³)	66	Ratio to total heat consumption (%)	38	Cooling air volume (Nm ³ /kg-clinker)	2.01
Heat consumption of flash furnace (kcal/kg-clinker)	461	Primary air volume (Nm ³ /kg-clinker)	0.029	Clinker inlet temperature (°C)	1,375
Ratio to total heat consumption (%)	62	Secondary air temperature (°C)	1,115*	Clinker outlet temperature (°C)	110
Primary air volume (Nm ³ /kg-clinker)	0.047	Sintering zone temperature (°C)	1,340	Grate speed (stroke/min)	13.6
Secondary air temperature (°C)	780	Kiln revolutions (rpm)	3.1	Pressure under 1st cooling air chamber (mmAq)	Approx. 600
Calcination percentage (apparent) (%)	89	Kiln drive power (kW)	460	Clinker bed at 1st cooling air chamber (mm)	800
Pneumatic conveying air for raw meal (Nm ³ /kg-clinker)	0.030	Volumetric throughput (effective) (t/dm ³)	4.01*	Specific throughput per grate area (t/dm ²)	48.2*

* Calculated value

<表-3>

Heat balance

heat input			heat output		
item	heat quantity (kcal/kg-clinker)	ratio (%)	item	heat quantity (kcal/kg-clinker)	ratio (%)
Heat of fuel combustion	745.0	97.0	Theoretical heat for clinker burning	420.9	54.8
Sensible heat of fuel	3.1	0.4	Evaporation heat of raw meal moisture	4.7	0.6
Sensible heat of raw meal	12.2	1.6	Heat loss due to preheater waste gas	166.5	21.6
Sensible heat of primary air	7.5	1.0	Heat loss due to cooler vent	85.0	11.1
			Sensible heat of clinker	17.9	2.3
			Heat loss due to waste gas dust	7.2	0.9
			Heat losses due to radiation and convection	66.6	8.7
total	767.8	100.0	total	767.8	100.0

의 燃料消費는 연료의 低發熱量 기준으로 740~750 kcal/kg-clinker 로서 낮은 수준이었다. 最近의 運轉條件은 <表-2>에서 보는 바와 같으며 熱精算表는 <表-3>과 같다. 熱精算方法은 기본적으로 JIS R 0303-1971에 의했으며 SF 프로세스에 알맞게 약간 수정한 것이다. 크링카 소성 과정에서의 熱效率는 55%였으나 평균 약 5%의 水分을 함유한 원료 건조를 포함한 플랜트 전체의 熱效率는 62%에 이르렀다. 運轉上의 特徵은 아래와 같다.

1) 적절한 燃料配分에 의한 運轉障害 防止

SF 방식에서는 키른 및 氣流爐에 연료를 적절히 配分함으로써 在來의 SP 방식에서 일어나는 生産量 增大에 따른 키른 排氣의 溫度上昇이 억제되고 키른 入口와 프리히타 duct에 달라 붙는 코팅으로 인한 運轉障害가 감소될 수 있다.

코팅 부작용으로 인한 障害는 原料와 燃料에서 오는 알카리, 유황, 염소와 같은 휘발성 물질에 의해 야기된다. 키른의 排氣가 원료를 예열하는데 이용되는 SP 소성 방식에 있어서 키른의 低溫帶에서 증발된 휘발성 물질의 대부분은 키른의 排氣와 함께 氣體相으로 除去된다. 즉 同物質은 全시스템을 순회하는 동안 프리히타 내의 低溫狀態의 原料 表面에 응축되어 키른으로 되돌아오므로써 系內를 순환하여 濃縮, 蓄積되는 것으로 피치 못하다. 따라서 이와 같은 휘발성

물질은 키른 入口와 duct 壁면에 응축되어 심한 코팅이 생성되어 결국 運轉上의 트러블 原因이 된다. 종래 SP 방식에 있어서는 키른 排氣의 온도가 生産量이 增加함에 따라 점차 上昇되므로 위에서 言及한 것과 같은 코팅 트러블이 불가피하다. 그러나 SF 방식에 있어서는 연료가 로타리 키른과 氣流爐로 分配된다. 그러므로 만일 氣流爐의 燃料比率를 높임으로써 原料의 煨燒가 더욱 完全하게 이루어진다면 키른에서의 傳熱量은 相對적으로 감소되고 키른의 燃燒比率도 감소된다. 바꾸어 말하면 SF 방식에 있어서는 產出量에 비례한 燃料量의 增加가 SP 방식에서의 같이 필요하지 않다. 즉 키른에는 燃料量을 거의 일정하게 유지하고 氣流爐에 보충된다. 더우기 原料成分이 변한다고 해도 키른과 氣流爐間에 燃燒比率의 調整으로 最適의 運轉條件을 유지할 수 있다. 이 점이 바로 SF 燒成方式의 特徵이라 하겠다. 最大 日産能力 8,000 噸時 本플랜트의 키른 排氣 溫度는 1,030°C를 유지하고 있으며 이때 燃燒比率는 氣流爐에 62%, 키른에 38%의 比率이며 이런 條件下에서 키른 入口 chamber內에 코팅으로 인한 運轉上의 트러블은 거의 생기지 않는다.

2) Preheater

氣流爐에서 필요한 연소 공기는 키른과 竝立되어 있는 2次 공기 duct를 통해서 클라에서 흡

입 이용하고 이는 프리히타로 연결된다. 750°C ~ 780°C의 上記 연소 공기는 orifice를 통해 키 큰 入口로부터 위로 올라오는 1,030°C의 키 큰 排개스와 合流, 混合되는데 이때 2종류의 개스는 完全하게 혼합된다. 이렇게 되면 키 큰 排개스의 온도가 순간적으로 약 900°C로 내려간다. 이때 개스중에 氣相으로 존재하는 알칼리와 SO₂ 등은 키 큰에서 나오는 排개스중의 粉塵粒子 表面에 응 축 부착된다. 이렇게 되면 위로 연결되는 duct 벽면에 코팅 부착은 피할 수 있다.

프리히타 제 3 단계의 原料는 分散手段을 통하여 氣流爐로 들어가고 噴霧燃料는 雙버너를 통하여 導入되며 混合 개스는 爐의 渦卷室을 통하여 강한 旋回運動을 하며 反應室로 導入된다. 이리하여 개스와 함께 原料와 燃料는 混合擴散된다. 여기에서 燃料粒子的 燃焼와 原料에로의 傳熱이 순간적으로 이루어져서 氣流爐內的 온도는 820~920°C의 범위에 유지된다. 이러한 氣流爐의 일정한 온도 분포하에서 原料의 煨燒反應이 일어나기 때문에 氣流爐 自體 壁면에 코팅 부착은 생기지 않으며 따라서 바로 다음 단계인 4 단계의 프리히타 싸이크론에서도 코팅이 생기지 않는다.

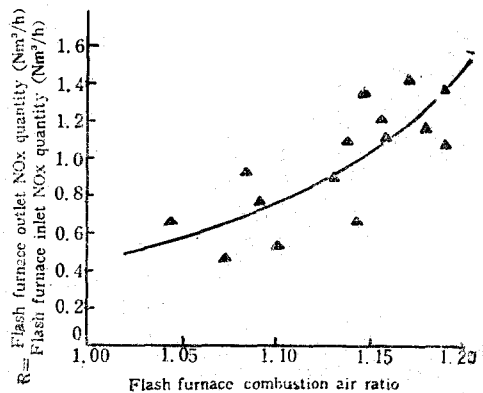
프리히타의 安定된 運轉이 키 큰에 공급되는 原料의 煨燒率을 일정하게 유지시킨다는 것은 중요한 것이다. 그러나 氣流爐로 들어가는 燃料가 일정하게 유지된다고 해도 클라에서 나오는 燃焼空氣의 온도 變動과 그밖의 妨害要因에 의하여 煨燒率에 상당한 변화가 생긴다. 原料의 煨燒反應은 溫度에 의해서 變化되므로 本플랜트에서는 4 단계 프리히타 싸이크론 出口의 개스 온도를 일정하게 유지하기 위하여 氣流爐의 燃焼量을 自動적으로 制御하며 이렇게 할 때 키 큰에 공급되는 原料의 煨燒率은 실제 측정해본 결과 ±2%의 편차 범위내에 들어 왔다. 더우기 SF 프리히타에서의 原料煨燒率은 制御 루우프의 設定溫度 調整으로 임의의 변경할 수 있게 되어 運轉의 最適化를 가능케 했다.

SF 소성 방식의 長點中の 하나는 질소 산화물이 氣流爐에서 감소되거나 분해 제거된다는 것이다. 키 큰내에서 良質의 크링카를 燒成하기 위해서는 가능한 高溫에서 燃焼가 이루어져야 하기

때문에 로타리 키 큰에서의 약 800~1,000 ppm 정도의 高濃度の NO의 발생은 불가피하다. 그러나 氣流爐에 공급된 약 60%의 연료의 연소는 920°C 이하의 低溫에서 이루어지기 때문에 thermal NO_x의 발생은 거의 없다. 그러므로 高濃度の NO_x를 함유한 키 큰의 排개스는 氣流爐에서 발생하는 연소 개스로 희석됨에 따라 결국 혼합된 개스중의 NO_x 濃度は 40~50%로 줄어든다. 더우기 SF 소성 방식은 氣流爐의 연소 공기 조건을 적절히 조정함으로써 키 큰 排개스중의 NO_x 量을 더욱 감소시킨다(<그림-4> 參照). 키 큰 排개스와 연소 공기의 혼합 개스(O₂=13%)가 氣流爐로 導入되고 연소는 低酸素濃度下에서 이루어지기 때문에 CO의 상당량은 연소 과정에서 과도적으로 생긴다. 따라서 NO_x는 氣流爐에서 還元劑로서의 活性化된 CO와 촉매제로서의 煨燒된 原料에 의하여 효과적으로 분해된다. 이와 같은 氣流爐에서의 키 큰 排개스중의 NO_x 除去作用은 SF 소성 방식만이 가진 특성이라고 하겠다. 이 결과 上記 工程의 廢개스에서 실제 측정된 NO_x의 濃度は 평균 100 ppm 이하인 바 이는 종래 소성 방식의 그것보다 1/3~1/5에 해당되는 낮은 수치인 것이다.

3) 로타리 키 큰

SF 소성 방식에서의 키 큰으로 공급되는 原料의 煨燒率은 거의 90%를 항상 유지하므로 키 큰의 개스와 原料의 溫度分布도 정상적으로 유지



<그림-4> Reduction of nitrogen oxides in flash furnace

된다. 따라서 프리히타 내에서 하소율의 변화에 의해 야기되는 sintering zone에서의 原料의 flashing 현상은 종래의 SP 소성 방식에서는 기술적으로 조절하기가 곤란하였으나 SF 소성 방식에서는 그런 현상이 관찰되지 않고 있다.

정상적인 운전하에서는 燃料과 킨의 運轉速度(回轉數)가 늘 일정하게 유지되고 있는 한편 크링카 소성 상태는 生産量과 프리히타의 煨燒率에 의해 약간 조성되고 있다. 또한 原料 소성의 용이성, 化學的 組成 등의 변화로 인한 약간의 크링카 소성 상태의 변화는 프리히타의 原料供給量을 5% 이내에서 조절함으로써 조정된다. 그 결과 킨은 언제나 最適의 燒成條件이 유지되고 있다. 더우기 코팅 탈락 등으로 만약 갑작스런 혼란이 일어난다고 해도 이것은 킨 運轉動力, 2次空氣 溫度 및 燒成帶 온도 등의 미미한 변화에 의해 재빨리 발견된다. 그와 같은 혼란이 미미한 경우는 프리히타의 原料供給量을 2~3% 감소시킴으로써 短時間內에 정상적인 운전 상태로 회복시킬 수 있다. 또한 그같은 교란이 아주 심할 경우일지라도 4단계 사이클론의 개스 溫度 設定値를 약 5°C 정도 올리고 동시에 原料供給量을 위와 같이 감소시키면 된다. 이렇게 하면 프리히타의 煨燒率 上昇과 킨 負荷의 減少로 인한 두가지 효과에 의해 上記 교란은 短時間內에 복구된다.

로타리 킨에서는 38%의 연료만이 연소된다. 따라서 SF 킨 연소량은 同一規模의 SP 킨에 비하여 76%밖에 들지 않으면서 생산량은 2배가 된다. 따라서 킨內的 耐火物이 받는 熱負荷는 24%가 감소되는 셈이다. 더우기 SF 킨의 溫度分布는 前述한 바와 같이 아주 안정되고 熱的 및 化學的 쇼크가 거의 없기 때문에 燒成帶의 耐火煉瓦는 그렇게 많은 產出量에도 불구하고 8,000時間 運轉에 견딜 수 있었다. 본 킨의 耐火煉瓦의 原單位는 크링카 톤當 0.18 kg에 불과한 바 이는 同工場과 同一規格의 4,200 t/d SP 킨의 原單位였던 크링카 톤當 0.95 kg에 비하여 1/5 미만에 해당되는 것이다.

4) 크링카 쿨라

公稱規模 14ft×130ft의 grate 쿨라는 10室로

나누어진 冷却空氣室을 통하여 나오는 약 2.0 Nm³/kg-cl의 냉각 공기를 공급하여 킨에서 排出되는 1,350~1,400°C의 크링카를 약 110°C로 냉각시킨다. 냉각 공기중 쿨라의 高溫側에서 나오는 冷却空氣中の 0.3 Nm³/kg-cl는 로타리 킨으로, 0.53 Nm³/kg-cl는 氣流爐로 각각 誘導되어 2次燃燒空氣 구실을 하고 나머지는 쿨라 出口를 통해 排氣된다.

이 쿨라는 高溫端의 grate에서의 冷却空氣의 放出(blow-off)은 거의 보이지 않고 있는 바 이는 高溫側의 grate 폭이 12ft 이하로 좁고 킨에서 落下하는 多量의 크링카가 약 800mm 두께의 일정한(均一) 層을 형성하도록 分散되기 때문이다. 더우기 冷却空氣室의 air seal도 개선되고 처음 3개의 冷却室로 흐르는 冷却空氣의 流量은 preset valve로 制御된다. 따라서 크링카 깊이(두께)의 安定된 自動制御는 第1室의 空氣壓 600 mm H₂O로 가능하다. 그리고 grate 양쪽에 편재되어 있는 微粉 크링카의 配送 妨害로 인한 冷却 遲延도 쿨라 兩側에서 크링카 層속으로 高壓空氣를 불어 넣는 기술에 의해 감소시킬 수 있는 바 이는 同쿨라에 처음 응용한 결과 증명되었다. grate의 局部的인 過熱을 방지하기 위한 上記 처방에 의해 grate plate의 消耗가 현저하게 감소되고 그리하여 同쿨라는 플랜트의 長期連續運轉에 기여하고 있는 것이다.

最適의 킨 運轉은 最高溫帶의 공기를 킨으로, 그 다음 高溫의 공기를 氣流爐로 回收하는 同프로세스의 熱經濟性과 함께 매우 중요한 것이다. 만일 이들 공기가 완전히 分離되지 않는다면 sintering zone의 溫度가 낮아지기 때문에 실제 高溫에서의 크링카 소성에 많은 不利함이 있다. 더우기 킨에의 燃料比率이 높아져야 함에 따라 킨 排개스의 上昇으로 인한 運轉障害가 오게 된다. 한편 氣流爐의 연소 공기가 쿨라 排氣의 일부와 혼합되면 쿨라 排氣溫度가 분명히 오를 것이고 쿨라의 熱回收率은 상대적으로 떨어질 것이며 결과적으로 同工程에서의 연료 소비는 增加하게 된다. 이런 이유로 SF 방식 쿨라에서는 하나의 간막이(partition)가 over-grate chamber의 熱回收 zone과 排氣 zone 사이에 있으며 특히 各冷却空氣室로 들어가는 空氣量은

熱回收 zone 에 공급되는 冷却空氣量이 同工程에서 필요로 하는 연소 공기와 항상 均衡을 이루도록 하기 위해 주의 깊게 조절된다. 그 결과 over-grate chamber 에서의 配氣(공기 분리)가 거의 理想的으로 이루어지고 있으며 2次空氣는 1,100°C 이상의 高溫度로 키른에 들어가고 氣流爐의 연소 공기를 포함하는 全熱回收效率는 약 70%에 달한다.

SF 키른의 2차 공기 온도는 在來 燒成方式의 그것보다 훨씬 더 높기 때문에 클라 入口와 火入 후드에 사용하는 煉瓦 및 키른 nose ring 등의 casting 과 같은 耐火物 선택에 상당한 주의가 필요하다.

5) 其他

<그림-1>에서 보는 바와 같은 이 SF 生産 라인의 諸設備는 中央統制室에서 조정하며 이는 2명의 운전 기사, 1명의 化學技士 및 6명의 patroller 에 의해 교대로 운전된다. 大量生産의 利點으로 해서 同生産 라인에 필요한 人力은 크링카 톤當 0.027 man/hour 에 불과하다.

한편 原料 混合 사이로로부터 크링카 사이로까지의 工程에 所要되는 電力消費量은 시멘트 톤當 28 KWH이며 이중 약 2.7 KWH 는 원료를 압축 공기로 프리히타까지 운반하는데 소요되는 것이다. 그러나 압축 공기 대신 bucket elevator 를 이용하면 그것은 0.5 KWH 밖에 안된다. 이

밖에 本 SF 프리히타의 壓力損失은 750~780 mm H₂O 로 비교적 높다. 諸設備를 적절히 設計하면 크링카 소성 설비의 電力消費量을 22~24 KWH/t 수준으로 감소시킬 수 있다.

秩父시멘트社는 습식 키른의 電子式 컴퓨터에 의한 運轉經驗을 기초로 同 SF 프로세스에도 最適의 運轉條件과 運轉障害除去를 위하여 컴퓨터를 채용하고 있다. 이와 같은 거대한 플랜트의 경우 컴퓨터를 설치함으로써 運轉技士 個人的 誤判에 의해 야기될 수 있는 위험한 상태를 피하는데 도움이 되고 있으며 아울러 良質의 均一한 크링카를 最少의 燃料로 最大의 生産을 하는데 기여하고 있다.

4. 結論

이상에 世界 最大의 燒成設備의 概要, 8,000 t/d의 크링카를 대량 생산하는 데 따른 運轉狀況 및 SF 프로세스의 長點을 알아 보았다. 2년 반 동안의 本 플랜트의 運轉結果는 SF 燒成方式이 在來 SP 燒成方式보다 運轉이 훨씬 容易하고 長期連續運轉이 可能하며 生産能力은 SP 키른에 비해 1/3~1/5로 줄일 수 있는 점 등이 立證되었다.