技 術 論 叢 <Kiln熱効率問題 特輯>

# HUMBOLDT SUSPENSION PREHEATER KILN 의 熱効率

雙龍洋灰工業株式会社
崔 廷 旭

## Humboldt Suspension Preheater Kiln 에 對한 解說

세멘트의 製造原価中에서 가장 큰 費目을 차지하는 것이 燃料費라는 것은 周知하는 事実이다。 燃料費가 차지하는 Weight는 運搬費等 工場立地에 따라 相異하지만 大体로 세멘트工場製造 純原価의 40~60%를 차지하는 것인바 이 原価低減을 為하여 不断한 研究調査가 実施되어 왔고 그 結果 다음과 같은 方法의 製造方式이 現在 採用되고 있다。

1) Suspension preheater 付 rotary kiln
2) 可動 glate 付 rotary kiln (Lepol 式)
3) 湿式 或은 乾式 long kiln
4) Shaft kiln

이러한 cement kiln의 発展過程을 歷史的으로 더듬어 보면 모두가 品質向上과 経済性向上을 目標로 進行되어 왔는데 経済的인 観点에서 보면 長期安全運転과 人件費의 節減을 主로 한 発達様式과 燃料費節減에 依한 cost低下를 主로 한 発達様式

으로 区分할 수 있으며 前者를 代表하는 것이 湿式 或은 乾式의 long kiln이고 後者를 代表하는 것이 suspension preheater 付 rotary kiln이다。 suspension preheater 付 rotary kiln이 長期安全運転과 人件費를 節減하는 方向으로 더욱 発展시킨데 反하여 湿式 或은 乾式의 long kiln은 現今 kiln의 길이를 漸々 길게하여 燃料費의 節減을 企図하고 있다。

suspension type preheater는 熱効率이 가장 좋다 하여 現在 欧羅巴의 著名한 세멘트機械製造会社인 Polisius, Krupp F.L. Smith会社에서도 各己 Humboldt式과 類似한 suspension preheater를 製作하기 始作하였는데 그 理由로는

1) Lepol kiln에 있어서와 같이 造粒이 잘 되어야 한다는 条件을 満足시키기 為한 原料의 制限이 없이 広範囲한 質의 세멘트原料를 使用할 수 있으며

2) wet (or dry) process long kiln보다 熱消費量이 적고 特히 〃 thermic coupling〃을 함으로써 다른 세멘트製造方式에 比하여 廃熱을 最大限으로 利用할 수 있으며

3) 工程이 単純하고 保全이 容易하여 長期安全運転이 可能하며

4) 他 製造方式에 比하여 品質도 損色이 없다는 諸 事実 때문이다。

Humboldt suspension preheater kiln은 弊社에서 우리나라에서는 처음으로 建立하는 것이므로 于先 이에 対하여 簡単히 紹介하기로 하겠다。

Humboldt suspension preheater (또는 heat exchanger)

는 二次大戰後 西独 Humboldt 会社에 依해서 発達된 것으로 1951年에 첫工場을 세우고 1960年까지 10年間 69個의 工場을 建立하였는데 세멘트界의 評이 높아 1963年4月現在 105個의 工場이 建立되었으며 現在도 約 40個 工場으로부터 継続 注文을 받고 있는 実情이다。

Humboldt suspension preheater 는 hot gas 中에 微粉末原料를 suspend 시켜 熱交換하는 装置이다。 kiln 의 廢熱은 kiln end 부터 cyclone stage IV ⟶ stage I 으로 誘導되며 粉砕된 微粉末原料는 cyclone stage I ⟶ stage IV 로 Fig. 1 에 図示된 바와 같이 cyclone 에 依해 伝達되고 微粉末原料는 kiln 廢熱의 hot gas stream 속에서 suspend 된 状態로 熱交換되는 것이다。

Fig I

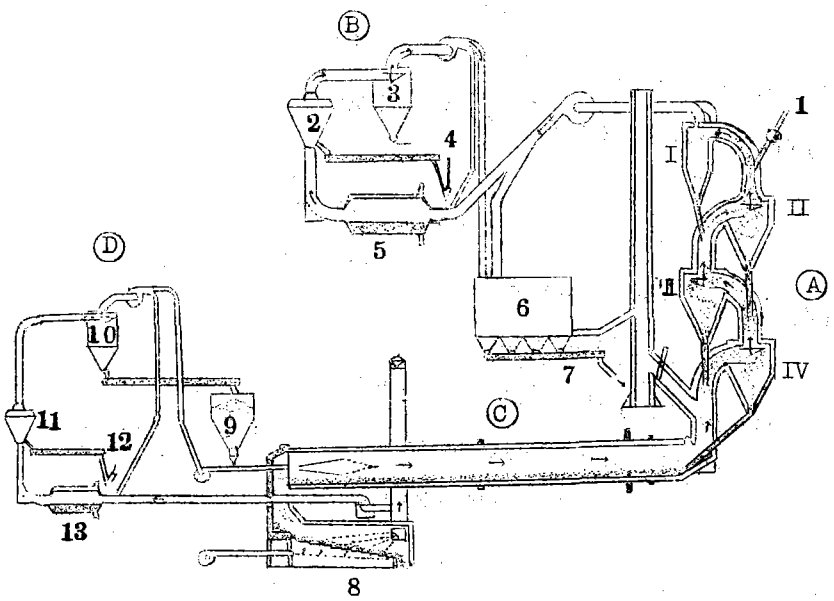



Fig. 1 Humboldt rotary kiln with suspension preheater

A . 豫熱裝置
B . 原料粉砕部
C . 廻転炉
D . 石炭粉砕部
1 . 原料裝入
2 . 空気分離機
3 . 싸이크론
4 . 原料配合物
5 . 原料粉砕機
6 . 収塵機
7 . 収塵回収
I. 싸이크론 第一段
II. 싸이크론 第二段
III. 싸이크론 第三段
IV. 싸이크론 第四段
8 . 冷却機
9 . 微粉炭槽
10 . 싸이크론
11 . 空気分離機
12 . 原料石炭
13 . 石炭粉砕機

固体·気体間의 熱交換에 있어서 固体의 particle size가 적으면 적을수록 表面積이 커져 熱交換速度가 빠르게 된다。 suspension type preheater의 長点의 하나는 乾燥된 原料를 微粉状態로서 擾熱인 hot gas stream속에서 熱交換시키는 것인바 常温의 kiln 注入原料를 800°C로 豫熱하는데 不過 30秒라는 짧은 時間에 할 수 있다는 것은 놀라운 事実이 아닐 수 없다。

一般的으로 熱交換에 있어 hot gas stream과 raw feed를 uniflow로 하는 것 보다는 counter-flow로 하는 便이 有利한 것이다。 Humboldt suspension preheater는 原料의 흐름(cyclone stage I ⟶ stage IV)과 hot gas stream (cyclone stage IV ⟶ stage I)을 서로 counter-flow시키고 있으며常温의 kiln feed를 4個의 stage를 거쳐 kiln에 들어가기 前에 約 800°C로 豫熱하게 되는 것이다。

Humboldt heat exchanger (stage I)의 waste gas 温度는 300°-350°C인바 이는 다른 kiln에 比하여 若干 높은 温度이다。 Humboldt system에서는 이 waste gas를 Fig. 1에서 보는 바와 같이 原料乾燥에 使用하게 되는데 이렇게 함으로써 clinker 生産에 있어서의 全体的인 熱効率은 大端히 높아지게 된다。 이와같이 suspension preheater의 stage I과 原料粉砕機를 連結하여 waste gas를 原料乾燥하는데 利用하는 arrangement를 〃thermic coupling〃이라 称하는데 thermic coupling을 함으로써(waste gas를 利用하여 原料乾燥함으로써) 100~150 Kcal/Kg clinker의 熱이 回収되는 것이다。

Humboldt system에서 또 한가지 特記할 것은 Fuller clinker cooler의 waste gas를 石炭粉砕機에 이끌어 〃thermic coupling〃함으로써 熱経済를 더욱 向上시킬 수 있다는 点이다。 이렇게 함으로써 다른 process에서 別途로 乾燥機를 設置하여 石炭을 乾燥하는데 消費되는 熱量만큼 Humboldt system에서는 waste gas를 利用함으로써 実地로 相当한 量의(50~100 Kcal/Kg clinker)熱量을 節減하고 있는 것이다。

Humboldt kiln에 있어서 clinker 焼成에 所要되는 熱消費量을 보면

1) clinker 焼成과 原料乾燥에 所要되는 熱消費量:

850 ~ 900 Kcal/Kg clinker

2) clinker 焼成만에 所要되는 熱消費量:

730 ~ 780 Kcal/Kg clinker

以上의 것을 綜合하여 製造工程을 略述하면 다음과 같으며 參考로 西独에 있는 Humboldt 式 工場의 한 操業例(運転狀況)를 Fig. 2에 図示한다。

다른 세멘트製造工程에서와 마찬가지로 第一次粉砕(粗砕)와 第二次粉砕(微粉砕)된 原料는 homogenizing (blending) silo에서 blending되고 blending이 完了된 微粉原料는 heat exchanger의 stage I으로 feed되어 stage IV로 伝達되는데 여기서 原料는 calcining되며 rotary kiln에서 clinker로 焼成된 것은 Fuller cooler에 依해 air quenching되고 storage로 輸送되어 貯蔵케 된다。

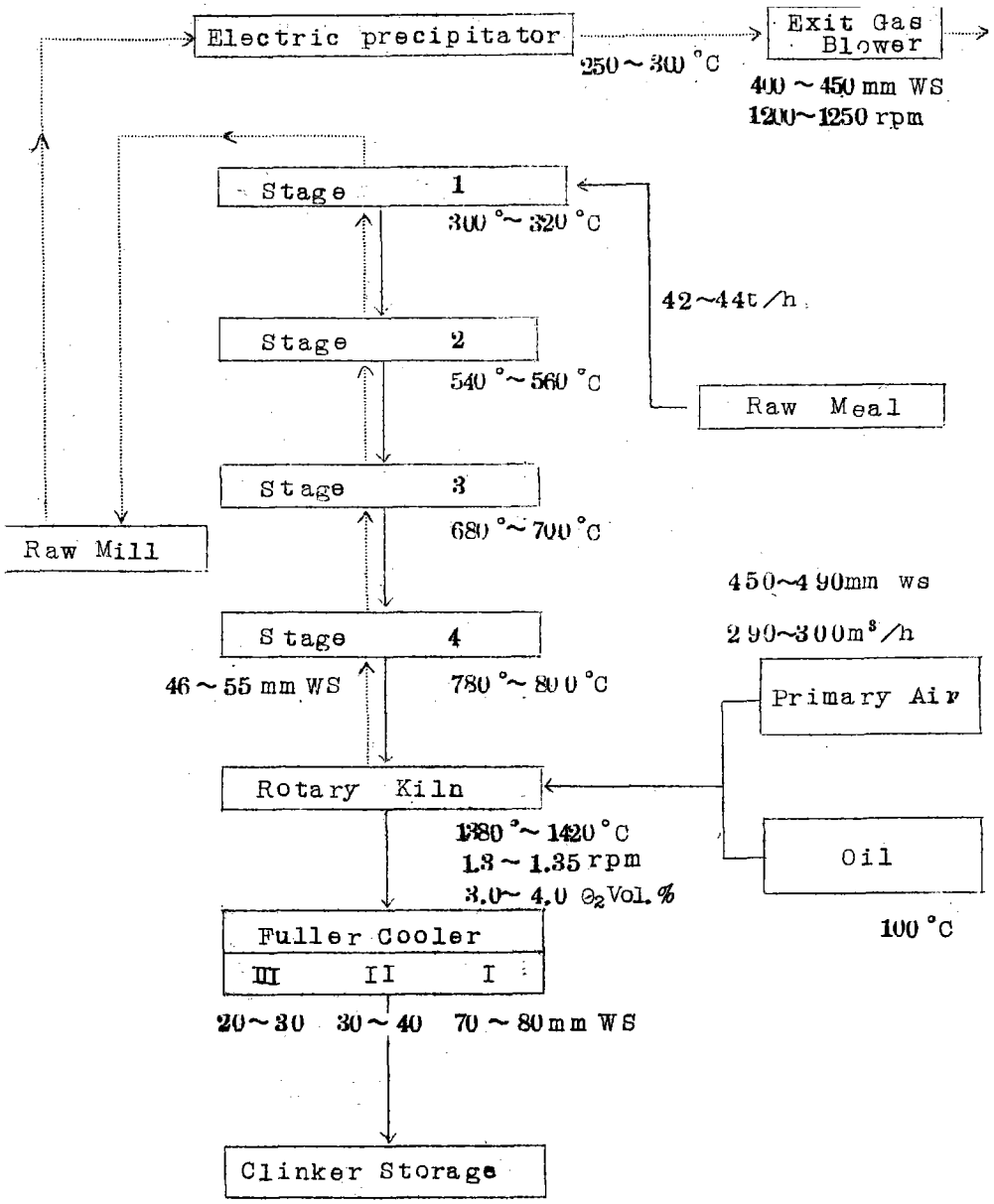
한便 rotary kiln의 廢熱은 heat exchanger를 거쳐 feed된 微粉原料를 豫熱한 後 stage I으로 부터 raw mill로 引導(thermic coupling)되어 raw mill의 原料를 乾燥한 後 electric precipitator를 거쳐 (여기서 dust는 回収됨) exit gas blower에 依해 clean gas만이 stack로 排出케 된다。

反面 clinker cooler에서 発生된 熱은 石炭粉砕機에 thermic coupling되어 石炭乾燥를 하고 이 hot gas는 dust collector를 거쳐 排出케 된다。

貯蔵庫에 貯蔵되어 있는 clinker는 세멘트粉砕機에 依해서 約 3～4%의 石膏와 함께 粉砕되어 세멘트싸이로(cement silo)로 輸送되고 包装되어 製品으로 된다。

各部의 温度 圧力等 運転狀況을 西独의 Westdeutsch Kalk und Portlandzement-werke AG의 Sötenich plant의 実地 操業例를 들어 Fig. 2에 表示한다。

Fig 2. Summary of kiln operation
at sötenich plant



## Humboldt Suspension Preheater Kiln의 熱收支

弊 雙龍工場은 아직 正常操業이 되지 않고 있어 当工場 kiln의 熱効率에 対해서는 現今 言及할수가 없으므로 여기에는 文献에 나타난 kiln의 data를 紹介하기로 한다。(1)

于先 熱收支를 試驗한 kiln에 対해서 그 内容을 살펴 보면 Table 1과 같다。

Table 1: Technical data for the kiln investigated

Kiln

| | |
|---|---|
| Maker | : Humboldt |
| Year of construction | : 1953 |
| Dimensions | : 3.2m × 40m |
| Effective kiln volume | : 246 $m^3$ |
| Spec. volume rating of kiln | : 1.69 t/24 $hm^3$ |
| Inclination | : 3.5 % |
| Kiln speed | : 1 rpm |
| Type of fuel | : pulverised coal |
| Fuel feed | : twin screw feeder |
| Source of primary air | : exhaust air from cooler, and free air |
| Primary air nozzle diameter | : 150 mm |
| Raw material feed | : cellular feeder for dry raw meal |

| | |
|---|---|
| Dust collection | : Elex electrostatic precipitator |
| Dust return | : into kiln inlet |

Preheater

| | |
|---|---|
| Process | : suspension preheater |
| Maker | : Humboldt |
| Year of construction | : 1953 |
| Dimensions | : 4 cyclone stages |

Clinker Cooler

| | |
|---|---|
| Type | : inclined grate cooler (Fuller) |
| Maker | : Claudius Peters |
| Size | : 625 |
| Effective grate area | : 13.95 $m^3$ |
| Waste heat utilization | : utilization of exit gas in two Humboldt drying & grinding mills for raw materials, exhaust air from cooler used as primary air. |

熱収支에 対한 計算은 German Cement Work's Association (V.D.Z)[2]에서 発行된 標準計算法에 依해서 算出되었는데 위 Table 1의 kiln에 対한 熱収支는 Table 2에 表示된 바와 같다。

Table 2: Heat balance of rotary kiln

| | remarks | Kcal/Kg clinker | Kcal/Kg clinker |
|---|---|---|---|
| 1. Heat intake | | | |
| 1.1. from coal | coal consumption =12.34% | 858 | |
| 1.11 calorific value | Hu =6.950Kcal/kg<br>$H_2O$=0.8%<br>gas=10.6%<br>ash=14.9% | | |
| 1.12 sensible heat | 30 °C | < 1 | |
| intake from fuel | | 858 | 858 |
| 1.2. from raw material | 1.521 kg raw meal/kg cl. | | |
| 1.21 combustible constituents | 0.19% carbon | 25 | |
| 1.22 sensible heat of the raw meal | 60 °C | 14 | |
| intake from raw material | | 39 | 39 |
| 1.3. from cooling air | 2.50 $Nm^3$/kg cl.; 14 °C | | – 5 |
| | | | 892 |
| 2. Heat expenditure | | | |
| 2.1. theoretical heat requirement for clinker burning | – | | 396 |
| 2.2 evaporation of water | 0.41% $H_2O$<br>314 °C; 1.585 $Nm^3$/kg cl. | | 4 |
| 2.3 exit gas losses | n=1.309 (after heat exchanger) | | 184 |
| | $H_2O$=6.6%<br>$CO_2$=29.0%<br>$O_2$=4.2%<br>CO=0.0%<br>} referred to dry gas | | |
| | false air 12% | | 5 |

| | remarks | Kcal/Kg clinker | Kcal/Kg clinker |
|---|---|---|---|
| 2.4. dust losses(sensible heat) | 12.1% exit 344 °C entry 162 °C | | 5 |
| 2.5. radiation and convection | | | |
| 2.51 kiln shell | radiation constant c=4 | 119 | |
| 2.52 firing hood | | 2 | |
| 2.53 kiln inlet casing | | 1 | |
| 2.54 heat exchanger | | 32 | |
| losses due to radiation and convection | | 154 | 154 |
| 2.6. losses at cooler | | | |
| 2.61 clinker waste heat | 82 °C | 11 | |
| 2.62 losses with exhaust air from cooler incl. waste heat utilization | 201 °C; 1.67 $Nm^3/kg$ cl. | 95 | |
| 2.63 radiation and convection | | 3 | |
| 2.64 cooling water | | | |
| | | 109 | 109 |
| 2.7. cooling water | | | — |
| 2.8. remainder | | | 40 |
| total heat expenditure | | | 892 |

Fuller cooler 의 熱損失에는 clinker의 waste heat. cooler의 exhaust air에 依한 熱, cooler의 radiation과 convection에 依한 損失, 그리고 kiln目体에 使用되지 않는 waste heat (石炭粉砕機에서 石炭 乾燥에 使用되는 熱도 이에 包含됨)等이 있다。 clinker cooler에 있어서의 熱損失을 綜合하여 본다는 것은 rotary kiln의 熱經済를 考慮하는데 도움이 될 것인바 다

음 Table 3에 이를 例擧한다。

Table 3; Heat and air balances for Fuller cooler

| | remarks | heat balance Kcal per kg of clinker | air balance $Nm^3$ per kg of clinker |
|---|---|---|---|
| 1. Intake | | | |
| 1.1 with clinker | 1,350 °C | 342 | |
| 1.2 with cooling air | 14 °C | — 5 | 2.50 |
| Total ; | | 337 | 2.50 |
| 2. Expenditure | | | |
| 2.1 secondary air (remainder) | 827 °C | 222 | 0.83 |
| 2.2 primary air | 129 °C 0.17 $Nm^3$/kg cl. =16% of combustion air | 6 | 0.09 |
| heat recovery for kiln | | 228 | |
| 2.3 waste heat utilization | — | — | |
| 2.4 exhaust air from cooler | 210 °C | 95 | 1.58 |
| 2.5 clinker waste heat | 82 °C | 11 | — |
| 2.6 cooling water waste heat | — | — | — |
| 2.7 losses through walls | — | 3 | — |
| heat losses | | 109 | |
| expenditure | | 337 | 2.50 |

熱收支試驗에서 Table 2와 Table 3와 같은 結果를 얻었는데 熱收支試驗(実地操業状態下에서 実測하여 試驗한 것임)에

使用한 燃料, 原料, 또는 rotary kiln內의 gas 나 air 狀態라든지 或은 excess air 나 水分量이라든가 radiation and convection 等에 対하여 検討해 본다는 것은 뜻 있는 것으로 思料되는 바 다음에 이들에 対하여 알기 쉽게 図表로 表示하기로 한다。

Table 4. Test results for fuel used (coal ready for firing)

| | | |
|---|---|---|
| net calorific value | Kcal/Kg coal | 6,950 |
| water content | % | 0.8 |
| ash content | % | 14.9 |
| volatile constituents | % | 19.6 |
| temperature | °C | 30 |
| coal consumption | Kg/hr<br>Kg/Kg cl.<br>% | 2,139<br>0.1234<br>12.34 |
| fineness of the coal ready for firing | | |
| retained on sieve 0.2 DIN 4188, 900 meshes/cm² | % | 0.9 |
| retained on sieve 0.09 DIN 4188, 4900 meshes/cm² | % | 11.4 |
| Elemental analysis | | |
| ash | % | 14.9 |
| water | % | 0.8 |
| carbon C | % | 75.2 |
| hydrogen H | % | 4.1 |
| total sulphur S | % | 1.2 |
| nitrogen N | % | 1.2 |
| oxygen O | % | 2.6 |
| Total | | 100.0 |

Table 5 . Test results for clinker produced

| No. | designation | | | average | max | min |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | produced amount of clinker | | t/24h | 416 | – | – |
| 2 | bulk density(5–7mm) | | Kg/l | 1.345 | 1.562 | 0.96 |
| | standard deviation | | Kg/l | 0.154 | – | – |
| 3 | granulometric composition | > 60mm | % | 9 | 18 | < 1 |
| | | 60 – 40mm | % | | | |
| | | 40 – 30mm | % | | | |
| | | 30 – 15mm | % | 23 | 36 | 13 |
| | | 15 – 7mm | % | 29 | 44 | 14 |
| | | 7 – 3mm | % | 23 | 32 | 14 |
| | | 3 – 1mm | % | 12 | 24 | 2 |
| | | < 1mm | % | 4 | 14 | 1 |
| 4 | silica modulus | | | 2.5 | | |
| 5 | alumina – iron ratio | | | 2.5 | | |
| 6 | lime standard (lime saturation expressed as a percentage) | | | 96.20 | | |
| 7 | $C_3S = 3CaO,SiO_2$ | | % | 59.2 | | |
| | $C_2S = 2CaO,SiO_2$ | | % | 17.3 | | |
| | $C_3A = 3CaO,Al_2O_3$ | | % | 12.0 | | |
| | $C_4AF = 4CaO,Al_2O_3,Fe_2O_3$ | | % | 7.9 | | |
| | CaO free | | % | 0.89 | | |

Table 6.. Laboratory–mill grinding test results for average clinker samples

| | | |
|---|---|---|
| specific surface | $Cm^2/g$ | 2.506 |
| percentage retained on DIN 0.20 sieve | % | < 1 |

| | | |
|---|---|---|
| percentage retained on DIN 0.09 sieve | % | 3.2 |
| gypsum admixture | % | 3.4 |
| initial set | h min | 3 50 |
| final set | h min | 5 10 |
| water requirement | % | 26.0 |
| expansion in autoclave test | % | 0.26 |
| boiling test | – | satisfactory |
| cold–water test | – | satisfactory |
| flexural strength | $Kg/Cm^2$ | |
| at 1 day | | – – |
| at 3 days | | 44 |
| at 7 days | | 62 |
| at 28 days | | 79 |
| compressive strength | $Kg/Cm^2$ | |
| at 1 day | | – |
| at 3 days | | 211 |
| at 7 days | | 334 |
| at 28 days | | 486 |

Table 7. Test results for raw meals

| No. | designation | | average | max | min |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | $CaCO_3+MgCO_3$ content (titration) | % | 77.13 | 78.25 | 76.00 |
| | quartz | % | 4 | | |
| | kaolin | % | 1.4 | | |
| | illite | % | 17.5 | | |

| No. | designation | | average | max | min |
|---|---|---|---|---|---|
| | montmorillonite | % | – | | |
| 2 | water content of the kiln feed | % | 0.41 | 0.5 | 0.3 |
| 3 | litre weights of the granules | kg/l | 1.180 | | |
| 4 | fineness of raw meal kiln test | | | | |
| | percentage retained on sieve 0.20 DIN 4188(900 meshes/cm²) | % | 3.8 | 4.4 | 2.8 |
| | percentage retained on sieve 0.09 DIN 4188(4900 meshes/cm²) | % | 19.8 | 21.4 | 18.0 |
| | sieving | <200 | 96.5 | | |
| | | <120 | 92.4 | | |
| | | <90 | 81.8 | | |
| | | <60 | 70.5 | | |

Table 8 : Chemical analyses of raw meal, ash, clinker and dust

| No. | constituents | raw meal | | ash | clinker | | dust in raw gas | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | ignited | | | ignited | | ignited |
| | | a | b | c | d | e | f | g |
| 1 | insoluble residue | – | – | – | 0.05 | 0.05 | – | – |
| 2 | $SiO_2$ | 14.01 | 21.66 | 47.0 | 21.52 | 21.60 | 17.94 | 26.41 |
| 3 | $Al_2O_3$ | 3.85 | 5.95 | 24.0 | 6.16 | 6.18 | 5.50 | 8.10 |
| 4 | $TiO_2$ | 0.12 | 0.19 | – | 0.20 | 0.20 | 0.16 | 0.24 |
| 5 | $P_2O_5$ | – | – | 0.6 | – | – | – | – |
| 6 | $Fe_2O_3$ | 1.23 | 1.90 | 11.2 | 2.49 | 2.50 | 1.56 | 2.30 |
| 7 | $Mn_2O_3$ | 0.10 | 0.15 | – | 0.09 | 0.09 | 0.09 | 0.13 |

| No. | constituents | raw meal | | ash | clinker | | dust in raw gas | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | ignited | | | ignited | | ignited |
| | | a | b | c | d | e | f | g |
| 8 | CaO | 43.39 | 67.09 | 4.4 | 66.68 | 66.88 | 39.53 | 58.18 |
| 9 | MgO | 0.62 | 0.96 | 2.7 | 0.80 | 0.80 | 0.87 | 1.28 |
| 10 | $SO_3$ total | 0.60 | 0.93 | 4.2 | 0.92 | 0.92 | 1.11 | 1.63 |
| 11 | S | — | — | — | 0.00 | 0.00 | — | — |
| 12 | $K_2O$ | 0.67 | 1.04 | 3.8 | 0.80 | 0.93 | 1.32 | 1.94 |
| 13 | $Na_2O$ | 0.06 | 0.09 | 0.8 | 0.05 | 0.05 | 0.16 | 0.24 |
| 14 | loss on ignition | 35.33 | — | — | 0.37 | — | 32.06 | — |
| 15 | Sum 1 — 14 | 99.98 | 99.93 | 98.7 | 100.08 | 100.07 | 100.30 | 100.45 |
| 16 | non-volatile oxidic components 1—9 | 63.32 | 97.90 | 89.9 | 97.94 | 98.30 | 65.65 | 96.64 |
| 17 | C | 0.19 | — | — | — | — | 0.04 | — |
| 18 | CaO free | 0.03 | 0.05 | — | 0.89 | 0.89 | — | 0.06 |
| 19 | $CO_2$ | 33.83 | — | — | — | — | 29.32 | — |
| 20 | $H_2O$(<110 °C) | 0.41 | — | — | — | — | 0.35 | — |
| 21 | $H_2O$(>110 °C) | 1.31 | — | — | — | — | 2.74 | — |

Table 9: Test results for dusts from rotary kiln

| No. | | dimension | suspension preheater kiln |
|---|---|---|---|
| 1 | clean gas dust in the exit gas | g/$Nm^3$ | 0.47 |
| | | % of amount generated | 0.11 |
| 2 | raw gas dust in the exit gas | g/$Nm^3$ | 72.5 |
| | | % of amount generated | 12.1 |
| 3 | dust in raw gas at kiln inlet | g/$Nm^3$ | 55 |
| | | % of amount generated | 7 |

| No. | | dimension | suspension preheater kiln |
|---|---|---|---|
| 4 | Dust in the above gas : | | |
| | cyclone 1 top stage | g/Nm³ | 72.5 |
| | | % of amount generated | 12.1 |
| | cyclone 2 | g/Nm³ | 149 |
| | | % of amount generated | 23.7 |
| | cyclone 3 | g/Nm³ | 206 |
| | | % of amount generated | 31.9 |
| | cyclone 4 bottom stage | g/Nm³ | 254 |
| | | % of amount generated | 37.6 |

Table 10: Gas and air conditions for the rotary kiln

| No. | designation | temperature °C | flow rate Nm³/kg cl. | static pressure mm w.g. |
|---|---|---|---|---|
| 1 | atmosphere | 14 | – | 755 mm mercury |
| | relative humidity in % | 93% | – | |
| 2 | primary air | 129 | 0.16 | – |
| | in % of combustion air | – | 16% | – |
| 3 | secondary air | 827 | 0.83 | – |
| 4 | false air(firing hood) | ~20 | 0.06 | – |
| 5 | theoretical amount of combustion air = $L_{min}$(for n=1) | – | 0.95 | – |
| 6 | actual amount of combustion air and air excess | – | 1.05 | – |
| 7 | air excess factor n= | – | 1.11 | – |
| 8 | cooling air | 14 | 2.50 | + 129 |
| 9 | exhaust air from cooler | 210 | 1.58 | – 3.0 |
| 10 | exit gas measured | 344 | 1.66 | – 530 |
| 11 | exit gas calculated | 344 | 1.59 | – 530 |

| No. | designation | temper-ature °C | flow rate Nm³/kg cl. | static pressure mm w.g. |
|---|---|---|---|---|
| 12 | false air(kiln inlet to final exhaust fan) | — | — | — |
| 13 | proportion of primary air from the Fuller cooler | 210 | 0.09 | — |
| 14 | hot air from Fuller cooler to coal grinding mill | — | — | — |

Table 11: Orsat analyses, excess air factor, $H_2O$ contents and dew-points

| No. | designation | $CO_2$ % | $O_2$ % | CO % | $N_2$ % | n | $H_2O$ in | | dew-point °C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | % referred to moist gas | kg/Nm³ of dry gas | |
| 1 | kiln inlet | 26.6 | 1.9 | 0.1 | 71.4 | 1.11 | — | — | — |
| 2 | after heat-exchanger | 29.0 | 4.2 | Sp. | 66.8 | 1.31 | 6.6 | 0.103 | 49 |

Table 12. Radiation and Convection

| No. | designation | kcal $10^6$/h | kcal/kg cl. |
|---|---|---|---|
| 1 | kiln shell (+5%) | 2.061 | 119 |
| 2 | firing hood (+5%) | 0.030 | 2 |
| 3 | cooler (+10%) | 0.055 | 3 |
| 4 | suspension preheater | | |
| | cyclone stage 1 (top stage) | 0.206 | 12 |
| | cyclone stage 2 | 0.100 | 6 |
| | cyclone stage 3 | 0.100 | 6 |
| | cyclone stage 4 (bottom stage) | 0.170 | 9 |
| | Total | 2.722 | 157 |

不幸히도 Humboldt system 에서의 原料乾燥와 石炭乾燥에

対한 仔細한 熱収支 data가 없어 여기에 싣지 못함을 遺憾으로 생각한다。 이는 後에 資料를 얻어 機会있는 대로 記述하기로 하겠다。

参考文献：

(1) Paul Weber: Wärmeübergang im Drehofen (Heat transfer in rotary kilns with due regard to cyclin processes and phase formation). Bauverlag GmbH, 1963. Special edition 9 of the journal "Zement-Kalk-Gips", Wiesbaden, 1959.

(2) VDZ: Arbeitsmappe. "Berechnungs-unterlagen für Ofenversuche" (portfolio "Calculation sheets for kiln tests"). Düsseldorf, 1959. Rechnungsgang fur die Untersuchung von Dreh-und Schachtöfen in der Zementindustrie (Calculation procedure for the investigation of rotary kilns and shaft kilns in the cement industry).