

---

## THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT KIỂU TREO

### 1. Thiết bị trao đổi nhiệt kiểu treo ( SP – Suspension Preheater)

- ❖ Đóng vai trò quyết định trong việc tiết kiệm năng lượng nhiệt của lò nung clinker XMP phương pháp khô là hệ thống tháp trao đổi nhiệt kiểu treo.
- ❖ Hệ thống tháp trao đổi nhiệt kiểu treo gồm hệ thống xyclon nhiều tầng (hoặc bậc) mắc nối tiếp.
- ❖ Mỗi tầng có một hoặc nhiều xyclon (ban đầu chỉ một hoặc hai tầng, nay thường bốn hoặc năm, sáu tầng).
- ❖ Phía trong các xyclon thường được lắp gạch chịu lửa cao nhôm.
- ❖ Bột phối liệu đã nghiền mịn đi vào các xyclon ở trạng thái lơ lửng có khả năng trao đổi nhiệt rất mạnh với khí nóng do hầu như toàn bộ bề mặt hạt tham gia trao đổi nhiệt..
- ❖ Khí thải từ lò với nhiệt độ 900 – 1000 °C được hồi lưu, dẫn vào các xyclon chuyển động ngược chiều dòng bụi phối liệu, truyền nhiệt cho phối liệu.
- ❖ Khí thải ra khỏi xyclon có nhiệt độ 250 – 300°C đi qua các thiết bị lọc bụi tĩnh điện rồi thải ra ngoài.
- ❖ Qua các xyclon, phối liệu có nhiệt độ 650-800°C. Ở nhiệt độ này, kết thúc các quá trình sấy, mất nước hóa học và một phần phân hủy các muối cacbonat trong phối liệu ( khoảng 10 – 15%).
- ❖ Trong hệ thống tháp trao đổi nhiệt kiểu treo, các biến đổi hóa lý tương ứng với giai đoạn đầu của quá trình nung luyện, tới khoảng 800°C. Những biến đổi trong giai đoạn này chủ yếu ở pha rắn. Nếu nhiệt độ cao hơn, khoảng 1000°C, xuất hiện nhiều pha lỏng ( do phối liệu chứa sắt, do tro than ...) gây khó khăn trong quá trình truyền vận trong đường ống, thậm chí tắc ống dẫn.

## Quá trình Chuyển khối và Truyền nhiệt trong Xyclon và Lò quay

- ❖ Trong hệ thống xyclon bốn bậc, chiều cao chung thiết bị khoảng 50m,
- ❖ thời gian nguyên liệu lưu trong toàn bộ hệ thống thiết bị trao đổi nhiệt kiểu treo khoảng 25s.
- ❖ Nhiệt độ của bột phối liệu ở đầu vào từ 50<sup>0</sup>C lên tới 800<sup>0</sup>C,
- ❖ nhiệt độ khí thải từ 1100<sup>0</sup>C, giảm xuống còn khoảng 300<sup>0</sup>C.
- ❖ Tốc độ khí và nguyên liệu trong khí thải khoảng 22m/s.

### **Cyclon bậc I**

- ❖ Nhiệt độ khí đầu vào khoảng 500<sup>0</sup>C, nhiệt độ khí đầu ra ( khí thải) khoảng 300<sup>0</sup>C.
  - ❖ Ở nhiệt độ này, với bụi phối liệu từ xyclon bậc hai vào có nhiệt độ 50 – 60<sup>0</sup>C và khi ra khoảng 450 – 500<sup>0</sup>C).
  - ❖ Quá trình chủ yếu trong xyclon bậc I là quá trình sấy ( bay hơi ẩm).
- Đây là xyclon cuối cùng tính theo chiều khí chuyển động, cần thiết kể sao cho lượng bụi theo khí thải ra ngoài là ít nhất. Vì vậy, xyclon bậc I thường gồm hai xyclon có bán kính nhỏ hơn và dài hơn so với các xyclon những bậc còn lại. Có thể coi như hai xyclon lọc bụi.

### **Cyclon bậc II**

- ❖ Nhiệt độ khí vào (từ xyclon bậc III) khoảng 650<sup>0</sup>C và nhiệt độ khí đầu ra khoảng 500<sup>0</sup>C.
- ❖ Phối liệu đầu vào có nhiệt độ 50 – 60<sup>0</sup>C, đầu ra khoảng 500<sup>0</sup>C.
- ❖ Quá trình chính sẽ là quá trình sấy và bắt đầu mất nước hóa học, các chất hữu cơ lẫn trong phối liệu cũng sẽ cháy trong xyclon này. Khí thải nhiều hơi ẩm H<sub>2</sub>O, CO, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>... đi vào xyclon bậc I, bột phối liệu khô đi xuống xyclon bậc III,

### **Cyclon bậc III**

- ❖ Nhiệt độ khí đầu vào xyclon bậc III khoảng 800<sup>0</sup>C (từ xyclon bậc bốn), nhiệt độ khí đầu ra khoảng 650<sup>0</sup>C (vào xyclon bậc hai).
- ❖ Nhiệt độ bột phối liệu tương ứng khoảng đầu vào 500 và đầu ra 650<sup>0</sup>C.
- ❖ Quá trình chính trong xyclon bậc này là đất sét mất nước hóa học, biến đổi thù hình  $b-SiO_2 \xrightarrow{573^0C} a-SiO_2$ , bắt đầu phân hủy cacbonát. Tạp chất hữu cơ lẫn trong nguyên liệu, hoặc bột than trộn vào nguyên liệu ( nếu phối liệu thêm bột than), cũng sẽ cháy nốt trong giai đoạn này.

## Cyclon bậc IV

❖ Nhiệt độ khí đầu vào của cyclon bậc IV khoảng  $1100^{\circ}\text{C}$  ( là nhiệt độ khí thải từ lò quay, hoặc nhiệt độ khí làm nguội clinker từ thiết bị làm nguội (còn gọi là gió ba); và ra khoảng  $800^{\circ}\text{C}$  được đưa vào cyclon bậc III.

❖ Nhiệt độ bột phối liệu tương ứng đầu vào  $650^{\circ}\text{C}$  và đầu ra khoảng  $800^{\circ}\text{C}$  đi vào lò quay nung clinker.

❖ Quá trình chủ yếu trong các cyclon này là tận dụng nhiệt khí thải từ lò nung đốt nóng bột phối liệu.. Mặc dù nhiệt độ khí thải  $1000 - 1100^{\circ}\text{C}$ , nhưng quá trình cacbonát hóa  $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$  trong cyclon bậc bốn rất nhỏ ( khoảng 10 -15%). Điều này được giải thích do lượng nhiệt trao đổi với bột phối liệu bị giới hạn bởi thời gian lưu trong thiết bị. Như vậy, để tăng hiệu quả cacbonát hóa, phải thiết kế thiết bị riêng (calciner) sẽ trình bày trong phần sau.

❖ Các cyclon bậc II, III và IV thường có cùng kích thước. Khi vận hành thiết bị trao đổi nhiệt, nếu áp lực khí cân bằng với trọng lực khối hạt từ trên xuống sẽ làm tắc nghẽn ống dẫn, phải kiểm tra sự thông bột phối liệu thường xuyên, thậm chí có thể phải ngừng lò xử lý do tắc nghẽn.

❖ Hệ thống trao đổi nhiệt của hãng Humbolt có thông số kỹ thuật sau:

-Tốc độ khí thải đầu ra: 15 – 20 m/s

-Tổn thất áp suất trong thiết bị trao đổi nhiệt: 520 mmHg.

- Nhiệt độ khí thải  $200 - 250^{\circ}\text{C}$ ,

-Nhiệt lượng tiêu tốn trong hệ thống trao đổi nhiệt 950 – 1000 kcal/kg clinker, trong toàn hệ thống 25 kWh/t clinker

-Lượng bụi trong khí thải 3% khối lượng clinker.

Trong thực tế, phổ biến là các thiết bị với bốn cyclon. Khi cải tiến thiết bị nhà máy cũ từ phương pháp ướt sang phương pháp khô có thể người ta dùng hệ hai cyclon.

Hệ thống thiết bị với nhiều tầng cyclon hơn bốn bậc ( năm hoặc sáu) cũng có thể được lắp đặt. Trường hợp nhà máy có những dạng nguyên nhiên liệu tương đối đặc biệt, ví dụ than chứa dầu, người ta lắp thêm một tầng cyclon nung nóng trước khi phối liệu với đá vôi. Với cyclon bậc năm có thể cắt ngắn thân lò quay bớt khoảng 8m so với hệ bốn bậc.

Hệ thống trao đổi nhiệt năm tầng cyclon khác về bản chất với hệ có thiết bị phân hủy cacbonát dưới đây (khi đếm cũng sẽ thấy năm tầng).

## CÂN BẰNG NHIỆT TRONG LÒ SP

Trong bảng dưới đây, ta có thể so sánh các khoản nhiệt tiêu tốn để sản xuất clinker XMP trong hệ lò SP, theo tính toán của hãng “Humboldt”:

Khoản nhiệt tiêu tốn	Tổn thất nhiệt	
	kcal/kg clinker	%
Nhiệt tạo clinker lý thuyết	415	55,3
Tổn thất nhiệt theo bụi khí thải	3	0,4
Tổn thất nhiệt bốc hơi ẩm	5	0,7
Tổn thất nhiệt theo khí thải	150	20,0
Tổn thất nhiệt cho không khí thiết bị làm nguội	78	10,4
Tổn thất nhiệt trong clinker sau khi làm nguội	34	4,5
Tổn thất nhiệt ra môi trường:	37	5,0
-Phần đầu lò quay	25	3,3
-Thiết bị trao đổi nhiệt	3	0,4
-Thiết bị làm nguội		
<b>TỔNG</b>	<b>750</b>	<b>100</b>

### Một số kiểu lò với thiết bị trao đổi nhiệt kiểu khác

Công suất trung bình của lò khoảng 350 – 1400 tấn clinker / ngày đêm, ( 0,7 – 3 triệu tấn /năm), tiêu tốn nhiệt riêng khoảng 3350 kJ/kg clinker ( phương pháp ướt : 6280 kJ/kg clinker). Xu hướng lớn là tăng công suất lò lên 5000 hoặc 10 000 tấn clinker/ ngày đêm nhằm giảm chi phí năng lượng cũng như giá thành sản xuất chung.

Để tăng năng suất, có thể tăng kích thước lò. Nhưng lò kích thước lớn có những khó khăn về mặt kỹ thuật: kết cấu thép, xây dựng, hao mòn VLCL nhiều hơn... Một giải pháp thường sử dụng là lắp các hệ tháp trao đổi nhiệt song song, chung một lò quay.

#### ➤ *Dopol ( hãng Polizius)*

Để tăng năng suất mà không ảnh hưởng quá nhiều tới cấu trúc lò, tiết kiệm mặt bằng xây dựng, người ta lắp hai hệ tháp treo song song cho cùng một lò quay. Trong hệ này, các cyclon bậc I, II và IV có chức năng giống nhau. Riêng hệ cyclon bậc III có chức năng trộn chung cả hai hệ nhằm tạo sự đồng nhất sản phẩm cho toàn bộ hệ thống. Tầng dưới cùng có tiết diện nhiệt độ cao nhất elíp nhằm giảm sự tạo nastur. Dòng khí phân tách thành hai làm lưu lượng khí giảm, cho phép dùng các cyclon có kích thước nhỏ, chiều cao phân tách lớn hơn, lượng bụi giảm, nhiệt lượng tiêu tốn chung giảm. Lò có thể cho năng suất tới 7200 t clinker/ngàyđêm.

## ***Hệ Thống Trao Đổi Nhiệt Của Hãng Buler-Miag***

Hệ cũng gồm hai hệ thống thiết bị trao đổi nhiệt mắc song song. Ba bậc cyclone trên mắc song song từng cặp, còn cyclone bậc bốn đóng vai trò xyclon đồng nhất hóa. Phối liệu trong cả hai nhánh, trước khi vào lò nung phải qua xyclon này để trộn, tạo sự đồng nhất. Xyclon bậc bốn là buồng hình nón, chính là phần ống cấp khí nóng từ lò quay ( riser) được thiết kế dạng xyclon, nhiệt độ khoảng 800<sup>0</sup>C. Mức phân hủy cacbonát trước khi vào lò quay khoảng 50%. Do các ống dẫn thiết kế lớn, rất thuận lợi khi nung nguyên liệu có hàm lượng kiềm, clorit và sunfát cao. Năng lượng tiêu tốn riêng 700 – 800 kcal/kg clinker

---

## THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT KIỂU TREO VỚI BUỒNG PHÂN HỦY CÁC BONÁT RIÊNG

- ❖ Phối liệu khi đi vào lò quay có nhiệt độ khoảng  $800^{\circ}\text{C}$  và mức phân hủy các bonát khoảng 10 – 15%.
- ❖ Quá trình phân hủy các bonát còn lại thực hiện trong lò quay.
- ❖ Hiệu quả trao đổi nhiệt ở trạng thái rắn trong lò quay không cao.
- ❖ Để tăng hiệu quả trao đổi nhiệt của lò, quá trình canxy hóa cần thực hiện triệt để hơn trong hệ thống trao đổi nhiệt kiểu treo, nghĩa là cần nâng nhiệt độ ở dãy xy cyclon cuối cùng lên cao hơn (từ  $900 - 1100^{\circ}\text{C}$ ).
- ❖ Quá trình này được thực hiện trong một Cyclone đặc biệt, gọi là Cyclone phân hủy các bonát hoặc thiết bị canxy hóa (calciner).

❖ Thiết bị phân hủy cacbonát nhanh, mạnh viết tắt tên từ tiếng Anh là SF ( Suspension Preheater with Flash Calciner: thiết bị đốt nóng kiểu treo với buồng phân hủy cacbonát tức thời hoặc thiết bị canxi hóa tức thời). Nhờ thiết bị phân hủy cacbonát thời gian lưu hạt ở vùng nhiệt độ cần xảy ra phản ứng  $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$  lâu hơn ( lò tầng sôi khoảng 60s, thay vì 5s). Thiết bị thường được lắp riêng biệt hoặc lắp vào vùng giữa lò quay và các xyclon đốt nóng bậc cuối (bậc bốn), và cũng chính vì vậy, hệ thống SF trông như hệ thống trao đổi nhiệt năm bậc.

Trong xyclon cacbonát hóa, mức chênh lệch nhiệt độ giữa bột phối liệu và nhiệt độ khí nóng không đáng kể. Ở vùng cacbonát hóa cần lượng nhiệt lớn phân hủy  $\text{CaCO}_3$  thành CaO. Trong vùng này, đồng thời phân hủy đất sét các khoáng tạo các ôxít hoạt hóa... Việc nâng cao nhiệt độ buồng calciner sẽ làm xuất hiện pha lỏng nhiều, nhất là khi dùng nhiên liệu than với hàm lượng tro chứa nhiều tạp chất dễ chảy. Sự tạo pha lỏng ở nhiệt độ cao làm giảm tuổi thọ của VLCL trong xyclon. Vì vậy, để tăng thời gian lưu của các hạt  $\text{CaCO}_3$  xu hướng chính là tăng kích thước buồng đồng thời tăng khí ôxy, tăng kích thước cửa thoát liệu thông khí  $\text{CO}_2$  và phối liệu đã phân hủy  $\text{CaCO}_3$

Sử dụng buồng phân hủy cacbonát cho phép nâng cao năng suất riêng của lò quay do bột được phân phân hủy cacbonát trong lò quay. Với các lò kiểu SP, năng suất riêng lò khoảng 1,75 tấn clinker/ $\text{m}^3$  ngày đêm. Để tăng năng suất. Người ta tăng tốc độ quay của lò, năng suất riêng có thể tới con số 2,3. Với các lò có buồng phân hủy canxi, năng suất 3,3 tấn clinker/ $\text{m}^3$  ngày đêm là bình thường. Nhờ vậy, diện tích xây dựng giảm khoảng 25%.

## **NGUYÊN LÝ CẤU TẠO BUỒNG PHÂN HỦY CÁC BONÁT**

- ❖ Bột phối liệu từ trên xuống có nhiệt độ khoảng  $800^{\circ}\text{C}$ , gặp dòng khí xoáy nóng, trao đổi nhiệt, nóng lên tới nhiệt độ phản ứng phân hủy  $\text{CaCO}_3$  ( mức phân hủy tới 90 - 95%, thậm chí với thiết bị N – MFC, được quảng cáo chỉ còn 0,5% CaO tự do).
- ❖ Bột phối liệu trong buồng phản ứng ở chế độ dạng tầng sôi. Thời gian lưu hạt vật liệu trong thiết bị tăng.
- ❖ Sau đó, cả sản phẩm phản ứng khí và hạt phối liệu rắn cùng cửa ra khỏi buồng phân hủy. Hạt phối liệu rắn đi vào lò quay, còn khí nóng đi vào xyclon bậc bốn. Nhiệt còn được cấp bởi nhiên liệu ( rắn, lỏng hoặc khí ) cấp qua vòi phun bên cạnh buồng phản ứng.
- ❖ Trong buồng phản ứng kiểu này, không xuất hiện lửa cháy sáng. Có tới 90 % lượng nhiệt trao đổi dạng đối lưu, chỉ 10% ở dạng bức xạ.
- ❖ Đường kính buồng SF dạng này với lò năng suất 3500 t clinker/ngàyđêm là 7,4 m, lò 4000 t clinker/ngàyđêm là 8,2m; chiều cao thiết bị phân hủy cacbonát bằng chiều cao xyclon bậc thấp nhất của hệ thống trao đổi nhiệt.

---

**THIẾT BỊ VỚI BUỒNG PHÂN HỦY CÁC BÓNÁT TẦNG SÔI MFC  
( MITSUBISHI FLUIDIZED CALCINER)**

❖ Gồm một hệ Cyclone trao đổi nhiệt thường cùng với một thiết bị phân hủy các bonát tầng sôi được cấp nhiệt và lắp đặt riêng (separate).

❖ Với loại thiết bị này, thời gian lưu hạt phối liệu tăng nhiều lần ( 60s thay cho 5s trong các thiết bị thông thường), nhiên liệu cháy hết, hiệu suất phân hủy các bonát rất cao ( tới 99,5%).

❖ Tiêu tốn nhiệt riêng trong hệ thống khoảng 780 kcal/kg clinker.

❖ Đặc tính kỹ thuật của một hệ thống lò được giới thiệu như sau:

Lò quay:  $D = 4,3m$ ;  $L = 65m$

Năng suất 2200 t clinker/ngàyđêm.

Hệ thống trao đổi nhiệt “Dopol” của hãng Polizius ( tính từ trên xuống):

Xyclon 4:  $D = 4,5m$

Buồng đồng nhất:  $D = 5,8m$

Xyclon 2:  $D = 4,5m$

Xyclon 1:  $D = 3,95m$

Buồng phân hủy các bonát tầng sôi:  $D = 4,0m$ ;  $H = 4,5m$ .

Quạt:  $650m^3/phút$ ;  $350^0C$ , 1800 mmHg. Tổn thất áp suất: 1200 mmHg.

Hiện nay, thiết bị MFC được cải tiến với tên gọi N – MFC ( New – MFC). So với thiết bị kiểu cũ, thời gian lưu bột phối liệu tăng lên rất nhiều ( 60s ); lượng ôxy trong hỗn hợp cháy tăng ( tới 21%) cho phép đốt cháy hoàn toàn nhiên liệu than antraxít và những nhiên liệu khó cháy; các bonát canxy phân hủy hầu như hoàn toàn ở nhiệt độ tương đối thấp (  $870^0C$ ), nhờ đó kéo dài tuổi thọ GCL .

---

**THIẾT BỊ VỚI BUỒNG PHÂN HỦY CÁC BONÁT TĂNG CƯỜNG RSP  
(REINFORCED SUSPENSION PREAHEATER)**

Trong hệ thống thiết bị này, người ta đặt kết hợp hai buồng phân hủy cacbonát đặt song song, trong đó một buồng đốt nóng với vòi phun khí xoáy.

Bột phối liệu trong thiết bị SF có mức phân hủy cacbonát rất cao (trung bình khoảng 90 – 95%) đi vào lò quay. Trong lò quay, phần phản ứng phân hủy cacbonát không nhiều (trung bình còn 5 - 10% như đã nêu).

Khoảng 30 – 45% nhiệt vào lò quay, còn 55 – 70% cấp cho RSP. Như vậy, nhiệt lượng trong lò quay nhỏ hơn, lượng gió hai cũng nhỏ hơn, điều đó cho phép lấy một phần nhiệt từ không khí nóng từ buồng làm nguội clinker (gió ba) cấp cho vòi phun khí tạo dòng xoáy 2. Về mặt năng lượng, thiết bị kiểu SF tiết kiệm năng lượng hơn các thiết bị không có bộ phận này (SP). Theo số liệu của hãng ISHIKAVAZI HARIM HEVI-Nhật, nhiệt cần cho lò quay kiểu SF bằng một nửa kiểu SP và lượng nhiệt tiêu phí chung có thể giảm 5 – 10%. Tiêu phí năng lượng riêng của lò với RSP có năng suất 3000 t clinker/ngày đêm là 760 kcal/ kg clinker.

Hệ thống lò RSP cho phép giảm kích thước lò, giảm chi phí xây dựng lò (tới 25%) so với hệ thống SP cùng công suất nung clinker.

**VIII – 5 – 4 – SF với nhiên liệu than:**

Các thiết bị trao đổi nhiệt kiểu treo chỉ làm việc hiệu quả khi không có mặt pha lỏng. Vì vậy, nếu dùng lẫn than (cho vào cùng phối liệu, hoặc phun vào đốt trong buồng phân hủy cacbonát) thì nhiệt độ làm việc của buồng phân hủy cacbonát cần khống chế ở nhiệt độ 830 – 900<sup>0</sup>C để tránh hiện tượng nóng chảy của tro than. Tro than nóng chảy bít các lỗ dẫn liệu, đóng bánh trên bề mặt VLCL, phản ứng phá hủy làm giảm tuổi thọ của VLCL. Yêu cầu tro than có nhiệt độ nóng chảy trên 1100<sup>0</sup>C, các yêu cầu khác như nhiệt cháy, lượng tro, chất bốc, độ mịn không có gì đặc biệt. Một trong những ưu điểm đáng quan tâm nhất của hệ thống có thiết bị phân hủy cacbonát là có thể đốt cháy hoàn toàn than antraxít, loại than chủ yếu của Việt Nam. Than đốt trong các thiết bị SF có thể chiếm tới 60% lượng nhiên liệu tiêu thụ, vì vậy, đây là vấn đề đáng quan tâm cho công nghiệp XM của Việt Nam.

Khí thải có hàm lượng ôxy nhỏ hơn 5% được đưa vào máy sấy than, đồng thời làm khí nén vận chuyển than. Khi vận chuyển, hàm lượng ôxy luôn được kiểm tra tránh tạo hỗn hợp nổ. Than cấp cho lò quay và cho thiết bị phân hủy cacbonát được phân chia theo chế độ nung trong mỗi thiết bị. Than cấp cho thiết bị phân hủy cacbonát qua một số vòi nhỏ đặt theo phương tiếp tuyến với thành thiết bị, lượng nhiên liệu cấp cho mỗi vòi phun là như nhau. Cũng theo nguyên lý này, người ta có thể kết hợp đốt các loại nhiên liệu khó cháy khác như các loại dầu phế thải từ những ngành công nghiệp khác, (đặc biệt các sản phẩm công nghiệp dầu khí), giải quyết đồng thời vấn đề nhiên liệu cho công nghệ XM, xử lý phế thải cho môi trường sạch hơn.

## HỆ THỐNG TRAO ĐỔI NHIỆT CÓ ỐNG NHÁNH TÁCH KIỀM

❖ Vấn đề kiềm trong XMP: nếu hàm lượng kiềm trong bê tông cao, kiềm sẽ phản ứng với các phụ gia, làm giảm độ bền hóa dẫn tới sự phá hủy cấu trúc bê tông. ( hàm lượng kiềm cho phép trong clinker nhỏ hơn 0,6% qui theo  $\text{Na}_2\text{O}$  ). Ở  $800^\circ\text{C}$  kiềm bay hơi mạnh, phần còn lại nằm trong khoáng  $\text{KC}_{23}\text{S}_{12}$ ,  $\text{NC}_8\text{A}_8$ ,  $\text{KC}_8\text{A}_3$ ,  $\text{K}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ . Ở nhiệt độ thấp hơn, kiềm ngưng tụ.  $\text{K}_2\text{O}$  ngưng tụ tới 81 – 97%,  $\text{Na}_2\text{O}$  ngưng tụ ít hơn. Tổng hàm lượng kiềm bay hơi khoảng 3 – 19%. Như vậy, bụi khí thải chứa lượng kiềm khá lớn.

❖ Quá trình bay hơi ở các zona có nhiệt độ cao, sau đó ngưng tụ lại trong phối liệu ở những zona có nhiệt độ thấp hơn tạo vòng tuần hoàn kiềm trong lò nung clinker XMP bình thường.

❖ Để giảm hàm lượng kiềm trong clinker, người ta lắp thêm thiết bị ngưng tụ kiềm. Nguyên tắc chung là lấy một phần khí thải ra khỏi hệ thống trao đổi nhiệt, hạ nhiệt độ cho kiềm ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ kiềm, (hoặc lọc kiềm). Sau đó, khí nóng có hàm lượng kiềm thấp hơn được hồi lưu, trở lại thiết bị trao đổi nhiệt.

Ống dẫn khí thải như một nhánh dẫn khí nhỏ nên gọi là hệ thống trao đổi nhiệt với ống nhánh. Ống nhánh dẫn khí thải được nối ngay dưới cyclon tầng IV và hồi lưu trở lại cyclon tầng hai. Nhiệt độ trong thiết bị trao đổi kiềm khoảng  $1100^\circ\text{C}$ . Khí thải khi qua bộ phận này sẽ ngưng tụ kiềm và lượng kiềm này sẽ được tách riêng, không thể hồi lưu vào clinker. Nhờ thiết bị này, hàm lượng khí  $\text{SO}_2$  và  $\text{Cl}_2$  cũng giảm, khí thải sạch hơn.

Việc lắp thêm bộ phận tách kiềm có ảnh hưởng nhất định tới quá trình trao đổi nhiệt. SF có lắp thiết bị tách kiềm tốn thêm 4 – 5 kcal/kg clinker cho 1% thể tích khí đi vào tách kiềm.

Để tính lượng kiềm hồi lưu, ta dùng công thức sau:

$$K - 1 = \frac{\varepsilon_1 (1 - V)}{1 - \varepsilon_2 (1 - V)}$$

Lượng kiềm giảm đi  $\Delta A$  (%) trong clinker tính theo công thức:

$$\Delta A = (K - 1) \frac{V}{(1 - V)}$$

$K - 1$  : lượng kiềm hồi lưu,

$\varepsilon_1$  : lượng kiềm từ nguyên liệu bay hơi (%),

$\varepsilon_2$  : độ bay hơi lượng kiềm hồi lưu (%),

$V$  – thể tích phần khí thải vào ống nhánh, so với toàn bộ phần khí thải (%).

Hệ thống ống nhánh ( by – pass ) có tác dụng ngày càng lớn nhờ vận hành lò ổn định, bảo toàn môi trường. Việc lắp đặt vị trí các ống nhánh có thể thay đổi, tùy theo yêu cầu kỹ thuật cụ thể. Khí thải có thể hồi lưu ( theo sơ đồ trên) hoặc không hồi lưu.

## LÒ KẾT HỢP BUÔNG PHÂN HỦY CÁC BONÁT VÀ HỆ THỐNG ỐNG NHÁNH

Khi dùng hệ thống ống nhánh tách kiềm hoặc clo, lượng nhiệt tiêu tốn tăng do tổn thất theo ống nhánh ( 4 – 5 kcal/kg clinker). Nếu kết hợp với buồng phân hủy cacbonát có thể giảm lượng nhiệt tổn thất này ( còn 2 – 3 kcal/kg clinker).

Trên thực tế, các thành phần không mong muốn như kiềm, clorít bay hơi chủ yếu trong lò quay, bay hơi trong buồng phân hủy cacbonát rất ít. Lượng khí lấy từ lò quay làm giảm hàm lượng các cấu tử này nhiều hơn khi rút từ buồng phân hủy cacbonát. Việc tăng lượng khí lò qua ống nhánh cũng sẽ làm tăng lượng nhiệt cấp cho buồng phân hủy cacbonát, nếu buồng phân hủy cacbonát đặt sau ống nhánh. Như vậy, có thể kết hợp ống nhánh và buồng phân hủy cacbonát, đảm bảo giảm kiềm và giảm lượng nhiệt tổn thất.

### 1. Calciner với hàm lượng $NO_x$ thấp

$NO_x$  là sản phẩm phản ứng giữa ôxy và nitơ trong không khí ở nhiệt độ cao hoặc từ nhiên liệu cháy không hết. Để sản xuất sạch hơn, hàm lượng  $NO_x$  và CO trong khí thải trở thành chỉ tiêu kiểm tra chất lượng môi trường các nhà máy. Trong công nghệ sản xuất XMP, các buồng phân hủy cacbonát phải đảm đương nhiệm vụ này.

Tùy vị trí lắp đặt buồng phân hủy cacbonát, người ta có thể phân thành ba nhóm:

- I - Buồng phân hủy lắp trong ( in – line),
- II - Buồng phân hủy lắp độc lập (separate-line),
- III – Buồng phân hủy nhiệt đốt nóng từ trên xuống ( dowdraft).

Trong các kiểu lắp đặt này, các buồng phân hủy cacbonát lắp trong có lượng  $NO_x$  và CO trong khí thải ở mức thấp nhất do toàn bộ khí thải trong lò phải đi qua buồng phân hủy cacbonát lắp bên trong. Như vậy, khí thải có *nhiệt độ cao hơn*, và quan trọng là cháy hoàn toàn hơn, nhờ đó hàm lượng  $NO_x$  và cả CO đều giảm. Để tăng nhiệt độ, người ta có thể thổi khí nóng từ trên xuống hoặc đốt nhiên liệu trực tiếp bằng vòi đốt từ trên xuống. Nhiên liệu đốt có thể ở dạng rắn, lỏng, khí. Có thể dùng các dạng nhiên liệu hàm lượng chất bốc thấp. Cách thứ ba giảm thiểu  $NO_x$  và CO là giảm thiểu vùng khử trong buồng phân hủy cacbonát bằng buồng phân hủy lắp độc lập, hoặc mở rộng vùng nâng nhiệt độ ( riser ) ở đầu lò.

Các buồng phân hủy cacbonát có hàm lượng  $NO_x$  và CO thấp của hãng Smith thiết kế chia bột phối liệu từ xyclon trao đổi nhiệt bậc ba ( từ trên xuống) một phần vào lò qua phần đốt nóng ( riser), một phần vào buồng phân hủy cacbonát được lắp riêng khỏi phần đốt nóng được mở rộng giảm vùng khử.

## 2. LÒ TẦNG SÔI ( FLUIDISED BED KILN)

Loại lò mà bột phối liệu chuyển động hoàn toàn theo chế độ tầng sôi với năng suất 200 t clinker/ ngày đêm đầu tiên được ghi nhận vào năm 1999, sản phẩm của hãng Kawasaki. Lò vẫn trong giai đoạn thử nghiệm. Trong lò, tất cả các quá trình đốt nóng, kết khối và làm nguội xảy ra trong cùng một tháp, bột phối liệu ở trạng thái tầng sôi. So với các loại lò khác như tháp trao đổi nhiệt kiểu treo, lò có buồng phân hủy canxi..., nhiệt độ nung clinker trong lò tầng sôi giảm, chỉ còn 1400<sup>0</sup>C.

Ngoài ưu điểm được coi là vượt trội là nhiệt độ nung giảm ( do hiệu quả trao đổi nhiệt cao), lò còn có những ưu điểm khác như hàm lượng NO<sub>x</sub> thấp, lượng khí CO<sub>2</sub> thải ra môi trường cũng giảm đáng kể, giá thành đầu tư thấp, có thể nung được nhiều loại clinker khác nhau. Mặc dù vậy, vấn đề tạo viên clinker sau khi kết khối vẫn còn là nhược điểm của kiểu lò này.

## 3. PHẦN LÒ QUAY

Sau các xyclon, bột phối liệu vào phần lò quay. Hệ thống trao đổi nhiệt kiểu treo làm giảm chiều dài phần quay của lò một cách đáng kể so với lò quay phương pháp ướt. Chiều dài lò giảm giúp một loạt các vấn đề kỹ thuật như kết cấu, vật liệu, diện tích xây dựng phần lò quay đơn giản hơn... các quá trình hóa lý tương tự như đã phân tích phần lò quay phương pháp ướt.

Phối liệu sau khi phân hủy cacbonát đi vào lò quay bắt đầu quá trình phản ứng có mặt pha lỏng. Quá trình phản ứng có pha lỏng, kết khối clinker từ pha lỏng đạt hiệu quả cao nhất trong lò quay. Ở nhiệt độ tương đối cao (khoảng 1450 – 1500<sup>0</sup>C), quá trình truyền nhiệt chủ yếu nhờ đối lưu và bức xạ, trong phối liệu xuất hiện lượng pha lỏng ngày càng tăng theo nhiệt độ tăng của lò. Khi hàm lượng pha lỏng trong phối liệu đủ lớn ( 15 – 25%), sự quay của lò có tác dụng vê viên, tạo nên những viên sỏi nhỏ kết khối với kích thước khác nhau, gọi là clinker. Đường kính lò D = 3 – 6m, chiều dài L = 40 – 80m, đặt với góc nghiêng 3 - 7<sup>0</sup> và quay với tốc độ 1 – 2 vòng/phút. Thời gian lưu phối liệu trong lò ( hệ số đổ đầy 7 – 15% diện tích thiết diện lò) sẽ phụ thuộc kích thước lò, góc nghiêng và tốc độ quay của lò.

Tương tự như lò quay phương pháp ướt, nhiên liệu than đá, dầu hoặc khí đốt sẽ được phun vào lò qua vòi phun đặt ở cuối lò, ngược chiều chuyển động của phối liệu. Khi nhiên liệu cháy, tạo ngọn lửa dài, có nhiệt độ cao hơn nhiệt độ cần để tạo clinker khoảng 100 -200<sup>0</sup>C. (Như vậy, nhiệt độ của ngọn lửa sẽ phải là 1550 - 1650<sup>0</sup>C, trong thực tế nhiệt độ phụ thuộc từng vùng lửa, có thể còn cao hơn nữa).

#### 4. GẠCH CHỊU LỬA (GCL) CHO LÒ NUNG

GCL đóng vai trò hết sức quan trọng trong kỹ thuật sản xuất clinker XMP. GCL quyết định thời gian làm việc của lò, và như vậy, quyết định năng suất, sản lượng và giá thành của XM. Cần xác định chủng loại GCL thích hợp cho từng vùng làm việc của lò, thời gian làm việc của mỗi loại.

Nguyên nhân chính phá hủy GCL trong lò nung là độ bền hóa của GCL ở zôn nung. Đây là khu vực có nhiệt độ nung cao nhất, GCL lại phải chịu ăn mòn hóa học của khối silicat nóng chảy đồng thời tác dụng cơ học mài mòn do lò quay, các viên clinker trượt mài lên thành lò. Hơn nữa, ở nhiệt độ cao do sự dẫn nở của GCL trong quá trình làm việc yêu cầu GCL dùng cho lò nung phải có chất lượng rất bảo đảm cả về hình dạng, kích thước và chất lượng vật liệu. GCL dùng ở vùng này là crom – manhezi, spinel.

Lượng GCL tiêu tốn cho 1 tấn clinker XMP (g/t) là chỉ số rất quan trọng đánh giá hiệu quả sản xuất ( ví dụ 850g/t với các cyclon đốt nóng, 500 g/t với buồng canxy hóa). Việc thay thế GCL trong lò thường định kỳ, tuy nhiên trong quá trình làm việc, phải theo dõi rất kỹ tình trạng làm việc của GCL. Những vị trí GCL bị hỏng sẽ dẫn tới làm hỏng vỏ lò , phải có biện pháp xử lý kịp thời vì không phải lúc nào cũng có thể ngừng lò sửa chữa.

Các loại GCL dùng cho lò nung clinker XMP thường là các loại GCL cao nhôm, GCL kiềm tính như manhêgi, crôm – manhêgi, dolomit hoặc spinel. Mỗi nhà máy có những phương án sử dụng GCL lót lò khác nhau. Sau đây là một ví dụ:

Vùng kỹ thuật chủ yếu	Chiều dài	GCL	Thời gian làm việc
-Sấy, nạp liệu	1 D	70 – 85 % Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	8 tháng
-Nung nóng và kết khối	1D – 8D	Kiềm tính, dolomit hoặc	6 – 10 tháng
-Làm nguội	8D – 10D	spinel.	21 tháng
-Làm nguội và tháo clinker	10D – cuối lò	70% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 40% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	21 – 37 tháng

Khối lượng GCL cho 1m lò ( t/m ) có thể tính nhanh như sau:

$$G = \rho \cdot \pi \cdot [(R^2 - (R - t)^2]$$

$\rho$  - khối lượng riêng của GCL ( t/m<sup>3</sup>) ( manhezit: 5,05+; spinel: 2,95; dolomit: 2,80; 70% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: 2,70; 40% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: 2,25 )

R – bán kính ngoài vỏ lò (m)

d – chiều dày lớp GCL lót lò (m). d không giống nhau trong toàn bộ chiều dài lò. (Ví dụ: 1 < 8,4 R có d = 0,18 m; 8,4 < d < 9,4 có d = 0,20 m; 9,4 < d < 10,4 m có d = 0,225m;

l > 10,4m có d = 0,25m).