

Dekarbonizacja wstępna

Preliminary calciner

Wiesław Kurdowski

Cement Wapno Beton Foundation

e-mail: w.kurdowski@icimb.pl

Streszczenie

Całkowita ilość ciepła niezbędna do otrzymania klinkieru była w dawniejszych czasach otrzymywana w palniku piecowym, który określał maksymalną ilość tego ciepła, wyznaczając równocześnie wydajność pieca. Piec odgrywał podwójną rolę: paleniska i reaktora chemicznego. Zmniejszenie obciążenia cieplnego pieca można było otrzymać tylko przez usunięcie dekarbonizacji surowca z pieca. Równocześnie stwarzało to możliwość znacznego zwiększenia wydajności pieca, który nie był już dłużej ograniczona przez ilość ciepła, związaną z palnikiem piecowym. W tym rozwiązaniu technologicznym rola palnika piecowego była ograniczony tylko do podgrzewania materiału w piecu od temperatury 1100°C do 1450°C, co stanowi około 15% ilości ciepła, potrzebnego do prażenia klinkieru. Wynosi to $3050 \times 0,15$ co wynosi 480 kJ/kg klinkieru. Jak wiemy w procesie otrzymywania klinkieru zachodzą radykalne zmiany właściwości spiekane go materiału, które rozpoczynają się w temperaturze 1260°C i są związane w powstawaniem fazy ciekłej. Po powstawaniu fazy ciekłej proces nie może być prowadzony w gazowym reaktorze, ponieważ materiał może osadzać się na jego ścianach, co prowadzi do zatykania tego urządzenia. Z tych powodów rozwiązanie technologiczne polega na podzieleniu tego procesu na dwie operacje, które są prowadzone w dwóch różnych urządzeniach: (a) podgrzewanie i dekarbonizacja prowadzone są w gazowym podgrzewaczu, którym jest wstępny dekarbonizator, (b) spiekanie i powstawanie klinkieru odbywa się w piecu obrotowym. Ten podział technologiczny zapewnia dużą wydajność pieca, ponieważ ilość ciepła potrzebna w piecu jest mała i obciążenie cieplne strefy spalania paliwa w palniku piecowym jest także mała.

Słowa kluczowe: dekarbonizacja wstępna, emisja CO₂, klinkier portlandzki, piec cementowy

Summary

In the former years, the total amount of heat indispensable for clinker formation was obtained in the kiln burner, which determined the maximum of this heat, thus the kiln efficiency was simultaneously determined. The kiln has the double role: the hearth and the chemical reactor. The diminishing of the heat loading of the kiln can be obtained only by emitting the calcination heat of raw materials from the kiln. At the same time, it gives the possibility of significant increase of the kiln productivity, which was already no longer limited by the heat quantity, linked to the kiln burner. In this technology, the kiln burner was only applied to heat the material in the kiln from the temperature of 1100°C to 1450°C, which was fulfil about 15% of the heat, from the entire heat demand of clinker burning. It will be 3050×0.15 equal to about 480 kJ/kg of clinker. As is known in the clinker formation process, radical changes of the properties of the roasting material occur, which are started at the temperature of 1260°C and are linked with the liquid phase appearing. After the liquid phase appears, the process cannot be conducted in the fluid reactor, because the material can form the roasting formation on the reactor walls, which can cause its plugging. From these reasons, the best technological solution was the division of the process into two operations, applied in two different equipments: (a) heating and calcining conducting in the fluid heater, which was the preliminary calciner, and (b) sintering and clinker formation in the rotary kiln. This technological division caused the high kiln capacity, because the quantity of heat needed in the kiln was low and the heat charge of the zone of fuel burning in the kiln burner was also low.

Keywords: preliminary calcination, cement kiln, CO₂ emissions, Portland clinker

1. Wprowadzenie

Bilans procesu klinkieryzacji przedstawili szczegółowo zur Strassen (1) i Gygi (2) –tablica 1. W związku z tym, że zużycie ciepła w tym procesie, bliskie praktycznemu składowi fazowemu klinkieru podał Gygi, posłużymy się jego wyliczeniami. Skład ten był następujący: C₃S – 67%, C₂S – 11%, C₃A – 10%, C₄AF – 11%. Zużycie ciepła na jego prażenie wyniosło 1900 kJ/kg, a na sam rozkład węglanu wapnia około 2022 kJ/kg.

W poszczególnych fazach procesu klinkieryzacji występują duże różnice w zużyciu ciepła, które najlepiej prześledzić na wykresie Q-T – rys. 1. Największe zużycie ciepła związane jest z procesem dekarbonizacji węglanu wapnia, które przebiega w 900°C i wynosi 2000 kJ/kg klinkieru. Ta duża ilość ciepła ma największy udział w całym cieple klinkieryzacji, które jest oceniane na około 1750 kJ/kg klinkieru.

Cała ilość ciepła niezbędna do otrzymania klinkieru w dawnych latach, musiała być uzyskana w palniku piecowym, co określało maksymalną ilość tego ciepła, a więc równocześnie decydowało

Tablica 1 / Table 1

BILANS PROCESU KLINKIERYZACJI W J/g KLINKIERU

THE HEAT BALANCE OF CLINKER FORMATION, IN J/g OF CLINKER

Procesy / Process	zur Strassen (1)	Gygi (2)	
Heating of 253g of kaolinite / Podgrzanie 253 g kaolinitu (20-450°C)	-125,6	160 g kaolinite / kaolinitu	-84,6
Heating of 123 g SiO ₂ / Podgrzanie 123 g SiO ₂ (20-450°C)	-54,4	142 g SiO ₂	-64,1
Heating of 1177 g CaCO ₃ / Podgrzanie 1177 g CaCO ₃ (20-450°C)	-523,4	1221 g CaCO ₃	-570,7
		37 g Fe ₂ O ₃	-13,4
Decomposition of 253 g of kaolinite at 450°C / Rozkład 253 g kaolinitu w 450°C	-234,5	160 g kaolinitu	-149,1
Heating of 218 g metakaolinite / Podgrzanie 218 g metakaolinitu (450-900°C)	-134,0	138 g metakaolinite / metakaolinitu	-72,4
Heating of 123 g SiO ₂ / Podgrzanie 123 g SiO ₂ (450-900°C)	-67,0	142 g SiO ₂	-77,0
Heating of 1177g CaCO ₃ / Podgrzanie 1177 g CaCO ₃ (450-900°C)	-632,2	1221 g CaCO ₃	-655,3
		37 g Fe ₂ O ₃	-17,2
Decomposition of 1177g CaCO ₃ at 900°C / Rozkład 1177 g CaCO ₃ w 900°C	-1951,1	1221 g CaCO ₃	-2022,3
Heating of 218 g metakaolinite (900-1400°C) / Podgrzanie 218 g metakaolinitu (900-1400°C)	-134,0	138 g metakaolinite / metakaolinitu	-84,6
Recrystallization of 218 g of metakaolinite at 1000°C / Rekrystalizacja 218 g metakaolinitu w 1000°C	+67,0	-	
Heating of 123 g SiO ₂ / Podgrzanie 123 g SiO ₂ (900-1400°C)	-71,2	142 g SiO ₂	-83,7
		37 g Fe ₂ O ₃	-21,4
Heating of 660 g CaO / Podgrzanie 660 g CaO (900-1400°C)	-314,0	685 g CaO	-325,3
Crystallization of 191 g C ₃ S at 1400°C / Krystalizacja 191 g C ₃ S w 1400°C	+88,0	673 g C ₃ S at / w 1450°C	+312,8
Crystallization of 544 g C ₂ S at 1400°C / Krystalizacja 544 g C ₂ S w 1400°C	+335,0	112 g C ₂ S	+69,5 ^a
Liquid phase formation w 1400°C / Powstawanie fazy ciekłej w 1400°C	-92,1		-108,9
Clinker cooling (1400-20°C) / Chłodzenie klinkieru (1400-20°C)	+1507,3	(1450-0°C)	+1532,4
CO ₂ cooling (1400-20°C) / Chłodzenie CO ₂ (1400-20°C)	+489,9		+519,2
Water vapour cooling (450-20°C) / Chłodzenie pary wodnej (450-20°C)	+29,3 ^b		+12,6 ^c
Heat of clinker formation / Ciepło klinkieryzacji	-1796,0		-1903,5

^a crystallization of 103 g C₃A: 36 J/g; 113 g C₄AF: 12,1 J/g / krystalizacja 103 g C₃A: 36 J/g; 113 g C₄AF: 12,1 J/g

^b for water vapour; for taking into account also heat of condensation: +117 J/g, heat of clinker formation is -1679 J/g / w odniesieniu do pary; przy uwzględnieniu skraplania: +117 J/g, ciepło klinkieryzacji wynosi -1679 J/g

^c heat of water condensation 49,4 J/g is taken into consideration in the heat of clinker formation / ciepło skraplania wody 49,4 J/g zawarte w cieple krystalizacji

1. Introduction

Process of clinker formation balance is presented in details by zur Strassen (1) and Gygi (2) –Table 1. In connection with heat consumption in this process, is close to the phase content of clinker, which was given by Gygi (2), we will use his calculations. This composition was as follows: C₃S – 67%, C₂S – 11%, C₃A – 10%, C₄AF – 11%. The heat consumption for its heating was equal to 1900 kJ/kg and the decomposition of calcium carbonate alone consumed about 2022 kJ/kg.

In the individual stages of clinker formation the high differences in heat consumption are taking place, which the Q-T are presented in a best way in the diagram - Fig. 1. The highest heat consumption is linked with the calcination process of calcium carbonate at about 900°C and is equal to 2000 kJ/kg of clinker. This high heat quantity has the highest share in the whole heat of clinker formation, which is estimated to be about 1750 kJ/kg of clinker.

The total quantity of heat indispensable for clinker formation, was in the previous years obtained in the kiln burner, which determined

o wydajności pieca. Piec spełniał podwójną rolę: paleniska i reaktora chemicznego.

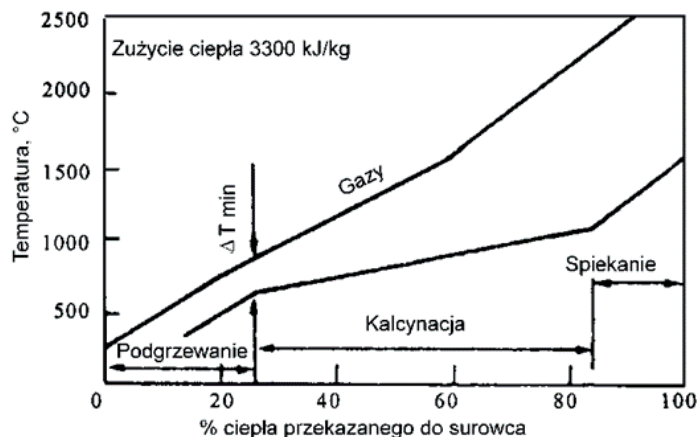
Nowoczesne piece zainstalowane w Polskim przemyśle cementowym – w tych latach nie było prywatnego przemysłu, w roku 1976 w Górażdży i w Ożarowie, o wymiarach 5.75 x 90 m, miały cyklonowe wymienniki ciepła i wydajność 3300 t/d.

Zmniejszenie obciążenia cieplnego pieca można było uzyskać przez wydzielenie ciepła na dekarbonizację surowca, z pieca obrotowego. Równocześnie umożliwiało to znaczne zwiększenie wydajności pieca, która nie była już ograniczona przez ilość ciepła związaną z paliwem piecowym. W tym rozwiązaniu palnik piecowy służył tylko do podgrzania materiału w piecu od temperatury 1100°C do 1450°C, co odpowiadało około 15% ciepła, z całej ilości ciepła klinkieryzacji. Będzie to $3050 \times 0,15 =$ około 480 kJ/kg klinkieru. W związku z tym palnik piecowy może zapewnić 2,5 razy większą ilość ciepła, potrzebną do klinkieryzacji. $3300 \times 2,5 =$ około 8000 ton/24 h. Technicznym sprawdzeniem takiego wzrostu wydajności jest na przykład piec w cementowni Ożarów, który osiąga właśnie taką wydajność.

Próby wydzielenia procesu dekarbonizacji z pieca obrotowego mają starą historię. Już w latach dwudziestych XX wieku Nacken (3) postulował przeprowadzenie tego procesu poza piecem obrotowym i zasilanie pieca wsadem, zawierającym tlenek wapnia. Taką technologię próbowali lansować Japończycy w latach pięćdziesiątych. Jednak prawdziwym początkiem dekarbonizacji wstępnej stało się rozwiązanie zastosowane w cementowni Doternhausen, przez firmę Humboldt (4). Ta technologia, przeznaczona pierwotnie do spalania w komorze wzniosu gorszych gatunków paliw zawierających dużo popiołu, została wykorzystana przez firmy japońskie, które zastosowały dobre paliwo w formie oleju ciężkiego, w miejsce łupków bitumicznych. Były one stosowane w cementowni Doternhausen, gdyż te łupki bitumiczne występowały w złożu surowcowym tej cementowni.

Doświadczenie z Doternhausen wykazało, że spalanie paliwa w odpowiednio wydłużonym rurociągu łączącym piec z wymiennikiem cyklonowym, pozwala na wykorzystanie wytworzonego ciepła do dekarbonizacji surowca, bez wzrostu temperatury gazów. Równocześnie okazało się, że cyklon jest doskonałym urządzeniem mieszającym i pozwala już w jednym stopniu uzyskać jednorodną mieszaninę, z kilku składników. Tak narodziła się także podstawowa konstrukcja dekarbonizatora firmy Humboldt, która jest stosowana do dnia dzisiejszego, oczywiście z odpowiednimi modyfikacjami. Pokazano ją na rysunku 2.

Jak wiadomo w procesie klinkieryzacji zachodzą radykalne zmiany właściwości prażonego materiału, które rozpoczynają się w temperaturze około 1260°C i są związane z pojawieniem się fazy ciekłej. Po pojawieniu się fazy ciekłej proces nie może być prowadzony w reaktorze fluidalnym, ponieważ materiał tworzy wówczas łatwo napieki na ścianach reaktora, co prowadzi do jego zatkania. Z tego względu najlepszym rozwiązaniem technologicznym było zastosowanie pieca obrotowego do prażenia materiału, w zakresie temperatur 1100-1450°C. Obejmowało ono zakres temperatury,



Rys. 1. Wykres Q-T prażenia klinkieru.

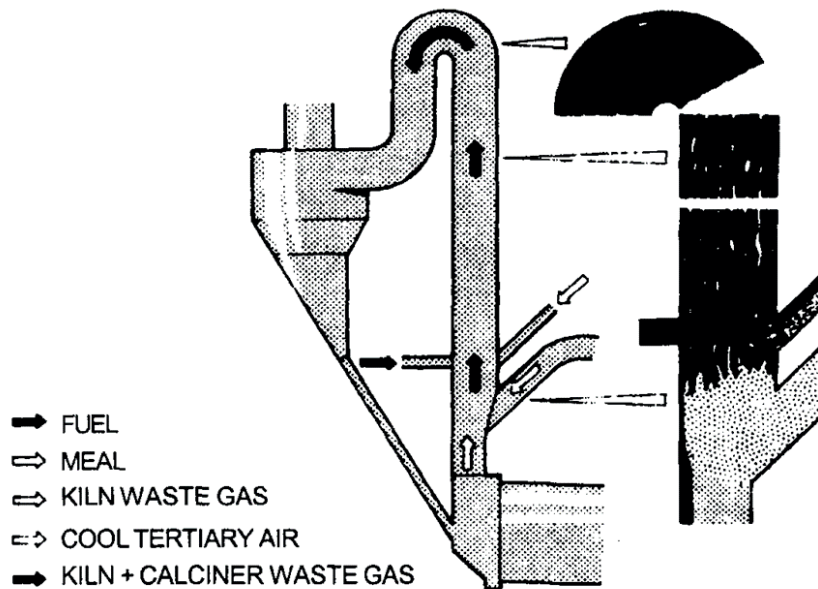
Fig. 1. Q-T graph of clinker formation

the maximum of this heat, thus simultaneously determined the kiln efficiency. The kiln has the double role: the hearth and the chemical reactor.

The modern kilns installed in Polish cement industry – there was no private industry at that time, in the year 1976 in Górażdże and Ożarów of the dimensions 5.75 × 90 m, had the cyclones heat exchangers and the capacity of 3300 t/d.

The diminishing heat loading of the kiln can be obtained only by emitting the calcination heat of the raw materials from the kiln. At the same time, it gives the possibility of significant increase of the kiln productivity, which was already no longer limited by the heat quantity, linked to the kiln burner. In this technology, the kiln burner was only applied to heat the material in the kiln from the temperature of 1100°C to 1450°C, which fulfilled about 15% of the heat, from the entire heat demand of clinker burning. It will be 3050×0.15 equal to about 480 kJ/kg of clinker. In connection with this situation, the kiln burner can assure 2.5 times higher heat quantity, needed for clinker formation. Kilns with cyclones preheater, of the dimension 5.75 × 90 m and capacity of the 3300 t/d can produce 3300×2.5 i.e. about 8000 t/d. The technical verification of this capacity increase is for example the kiln in cement plant Ożarów, which achieves now just this capacity. It was after the installation of the preliminary calciner by FL Smidth.

The attempts of separation of the calcination process from the rotary kiln have an old history. Already in the 1920s, Nacken (3) has proposed to carry out this process out of the kiln and supply the kiln with the raw material, which contains calcium oxide. This technology tried to promote the Japanese, in the fifties years. But the true beginning of the preliminary calcination was the technology, used in the cement plant Doternhausen, by Humboldt (4). This technology, used primarily for burning in the pipeline, linking the kiln with a cyclone preheater of the waste fuel, containing a lot of ash, was used by Japanese companies, which used good fuels such as heavy oil, instead of bituminous slates. The last one was used in the cement plant in Doternhausen, because these bituminous slates were in the deposit of this cement plant.



Rys. 2. Piec z dekarbonizatorem Humboldta

Fig. 2. Kiln with Humboldt calciner

w którym pojawia się faza ciekła, jako stop klinkierowy, to znaczy temperaturę przekraczającą 1260°C.

Zastosowano podzielenie procesu na dwie operacje, przeprowadzane w dwóch różnych urządzeniach:

- podgrzewanie i dekarbonizacja prowadzona w podgrzewaczu fluidalnym, będącym dekarbonizatorem wstępnym,
- spiekanie i klinkieryzacja prowadzone w piecu obrotowym.

Takie rozwiązanie technologiczne spowodowało znaczne zwiększenie wydajności pieca, gdyż ilość ciepła zużywana w piecu była mała i stanowiła małe obciążenie cieplne strefy spalania paliwa, w palniku piecowym.

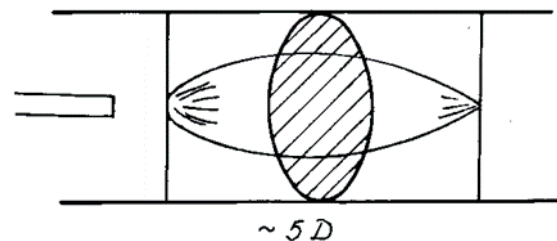
Ilość ciepła wytwarzana w strefie spalania pieca jest ograniczona tak zwanym obciążeniem cieplnym pieca, odnoszącym się do objętości, która obejmuje odcinek pieca równy długości płomienia – rys. 3. Obciążenie cieplne pieca liczone na jednostkę tej objętości jest trudne do ustalenia, ponieważ wyznaczenie długości płomienia nie jest sprawą prostą. Z tego względu wykorzystuje się z reguły obciążenie cieplne liczone na jeden m² przekroju strefy spalania w świetle.

Przeprowadźmy rachunek sprawdzający dla pieca firmy FLSmidth o wymiarach 5,75 × 90 m i wydajności 3300 ton/24 h [137,5 t/h], przed wprowadzeniem dekarbonizacji wstępnej. Przekrój pieca w świetle wyniesie: 5,35² × 3,14 = około 90 m². Ilość ciepła wytwarzana w wyniku spalania paliwa i przy zużyciu ciepła wynoszącego 3350 kJ/kg klinkieru osiągnie poziom 137,5 · 10³ × 3350 = 460625 · 10³ kJ/h. Obciążenie cieplne liczone na jeden m² przekroju pieca w świetle wyniesie 5,12 · 10⁶ kJ/(h · m²). Odwracając tok postępowania można graniczną wydajność omawianego pieca wyrazić wzorem:

$$\frac{5,12 \cdot 10^6 \times 90}{3350 \times 10^3} = 137,55 \frac{t}{h}$$

The experience from Doternhausen was shown that the burning of fuel in the accordingly elongated pipeline linking the kiln with the cyclone heat exchanger gives the possibility of taking the full advantage of heat produced for raw material calcination, without the increase of the gases temperature. Simultaneously, it was shown that the cyclone is an excellent mixing installation and gives the possibility of obtaining the homogeneous mixture in one step, from some components. In this manner the basic construction of Humboldt was also formed, which is used to the present-day, certainly with appropriate modifications. It is shown in Fig. 2.

As is known in the clinker formation process radical changes of the properties of the heated material occur, which are started at the temperature of 1260°C and are linked with the liquid phase appearing. After the formation of the liquid phase, the process cannot be conducted in the fluid reactor because the material can stick to the walls of the reactor, which can cause its plugging. For these reasons the best technological solution was the application of the rotary kiln for material burning in the temperature range 1100 – 1450°C. It embraced the temperature range, at which the liquid phase appears, as the clinker melt, it means the temperature exceeding 1260°C.



Rys. 3. Oszacowana długość strefy spalania w piecu obrotowym.

Fig. 3. The length of the burning zone in rotary kiln

Często dla określenia wydajności pieca posługujemy się wydajnością właściwą liczoną na jeden m³ wewnętrznej objętości pieca, która dla pieców krótkich – stosunek L/D = 15 – 16, wynosi około 1,7 t/m³ x 24h. Dla omawianego pieca ta metoda da 2160 x 1,7 = 3672 t/24h.

2. Wprowadzenie dekarbonizatorów wstępnych

Jak wiadomo w procesie klinkieryzacji zachodzą radykalne zmiany właściwości prażonego materiału, które, jak już wspomniano, rozpoczynają się w temperaturze około 1260°C i są związane z pojawieniem się fazy ciekłej, w tym przypadku stopu klinkierowego. Po pojawieniu się fazy ciekłej proces nie może być prowadzony w reaktorze fluidalnym, ponieważ materiał tworzy wówczas łatwo napieki na ścianach reaktora, co prowadzi do jego zatkania. Z tego względu najlepszym rozwiązaniem technicznym było zastosowanie pieca obrotowego do prażenia materiału w zakresie temperatur 1100°C – 1450°C.

W związku z tym w obecnym stanie techniki stosuje się podzielenie procesu na dwie operacje, przeprowadzane w dwóch różnych urządzeniach:

- podgrzewanie surowca i jego dekarbonizacja przebiegająca w reaktorze fluidalnym, w tak zwanym dekarbonizatorze wstępnym,
- spiekanie i końcowa klinkieryzacja prowadzona w piecu obrotowym.

Dawniej w klasycznym piecu z wymiennikiem cyklonowym cała ilość ciepła zużywana w procesie klinkieryzacji, w tym również na dekarbonizację surowca, musiała być wytworzona w wyniku spalania paliwa w palniku piecowym. Piec spełniał podwójną rolę – paleniska i reaktora chemicznego. Stanowiło to ograniczenie wydajności pieca do maksymalnego obciążenia cieplnego strefy spalania.

Ilość ciepła wytwarzana w strefie spalania pieca jest ograniczona tak zwanym obciążeniem cieplnym pieca, odnoszącym się do objętości, która obejmuje odcinek pieca równy długości płomienia. Obciążenie cieplne pieca liczone na jednostkę tej objętości jest trudne do ustalenia, ponieważ wyznaczenie długości płomienia nie jest sprawą prostą. Z tego względu wykorzystuje się z reguły obciążenie cieplne liczone na jeden m² przekroju strefy spalania w świetle. W opisanym piecu to obciążenie cieplne, jak podano, wynosi 5,12·10⁶ kJ/(m²·h).

W klasycznym piecu z cyklonowym wymiennikiem ciepła cała ilość ciepła zużywana w procesie klinkieryzacji, w tym również na dekarbonizację surowca, musiała odbywać się w wyniku spalania paliwa w palniku piecowym. Piec spełniał zatem równocześnie dwie funkcje – paleniska i reaktora chemicznego.

Ilość ciepła wytwarzana w strefie spalania paliwa w piecu jest ograniczona tak zwanym obciążeniem cieplnym pieca, odnoszącym się do objętości, która obejmuje odcinek pieca równy długości

The dividing of the process on two operations, applied in two different equipments:

- heating and calcining conducting in the fluidal heater, which was the preliminary calciner,
- sintering and the clinker formation in the rotary kiln.

This technological solution resulted in the high capacity of the kiln, because the quantity of heat needed in the kiln was low and the heat charge of the zone of fuel burning in the kiln burner was also low.

The heat quantity produced in the burning zone of the kiln, is limited by the heat load of the kiln, was applied to the volume which includes the volume embracing the section of the kiln equal to the flame length – Fig. 3. Heat load of the kiln, calculated on the unit of this volume is difficult to establish, because the determination of flame length is not a simple matter. For this reason, as a rule the heat loading calculated on the one m² of the cross section of burning zone is used.

Let us make the calculation for the verification for the kiln produced by FL Smidth, of the dimension 5.75 x 90m and capacity of 3300 t/d (137,5 t/h), before the introduction of the preliminary calcination. The kiln section is: 5.35² x 3.14 = about 90 m². The heat quantity obtained as the result of the fuel burning and of heat consumption equal to 3350 kJ/kg of clinker will achieve the level 137.5·10³ x 3350 = 460625·10³ kJ/h. The heat to weight down on one m² of the kiln section will be 5.12·10⁶kJ/(h·m²). To turn down the progress of presiding one can the border capacity of the discussed kiln present by the formula:

$$\frac{5.12 \cdot 10^6 \times 90}{3350 \times 10^3} = 137.55 \frac{t}{h}$$

Frequently for the specification of kiln capacity we use the actual capacity calculated on one m³ of the internal volume of the kiln, which for short kiln with the relation L/D = 15 – 16, is equal to about 1.7 t/m³ x 24 h. For the discussed kiln this method will give 2160 x 1.7 = 3672 t/24h.

2. The introducing of the preliminary calciners

As it is known in the clinker formation the radical changes of the properties of the roasting material took place at about 1260°C and are linked with the liquid formation, in this case in clinker. After the liquid phase appearing the process cannot be longer realized in the fluidal reactor because the material is formed easily the layers of material on the walls, which can cause its clogging. For these reasons the best technical solution was to use the rotary kiln to roasting of material at the temperature range 1100°C – 1450°C.

Therefore, in the current state of the art, it is used to divide the process into two operations, carried out in two different devices:

- heating of the raw material and its calcining, realized in the fluidal reactor, in so called preliminary calciner,

plamienia – rys. 3. Natomiast obciążenie cieplne pieca liczone na jednostkę tej objętości jest trudne do ustalenia, ponieważ wyznaczenie długości płomienia nie jest sprawą prostą. Z tego względu wykorzystuje się z reguły obciążenie cieplne liczone na jeden m² przekroju strefy spalania w świetle. W przypadku analizowanego pieca to obciążenie wynosi, jak już podano 5,12·10⁶ kJ/(m²·h).

Można łatwo obliczyć obciążenie cieplne pieców na podstawie wydajności, jednostkowego zużycia ciepła i wymiarów pieca w strefie spiekania. Na przykład dla historycznego pieca w cementowni Ożarów, o wymiarach 5,75 x 90 m i wydajności 3300 t/d [137,5 t/h], przekrój pieca w świetle wynosił: 5,35² × 3,14 = około 90 m². Ilość ciepła wytwarzana w wyniku spalania paliwa i przy zużyciu ciepła wynoszącego 3350 kJ/kg klinkieru, musiało osiągnąć poziom 137,5·10³ × 3350 = 460625·10³ kJ/h. Obciążenie cieplne liczone na jeden m² przekroju pieca w świetle wynosi 5,12·10⁶ kJ/(h·m²). Stosujemy obliczanie obciążenia cieplnego na powierzchnię przekroju pieca w strefie spalania, nie znamy bowiem dokładnej długości płomienia. Czasem przyjmuje się, że wynosi ona około 5D [rys.3]. Natomiast wydajność pieca możemy obliczyć wykorzystując to obciążenie cieplne i przekrój pieca w strefie spalania paliwa, odnosząc te wielkości do zużycia ciepła, na prażenie klinkieru:

$$\frac{5,12 \cdot 10^6 \times 90}{3350 \times 10^3} = 137,55 \frac{t}{h}$$

Obciążenie cieplne strefy spalania paliwa – a więc palnika piecowego stanowiło ograniczenie wydajności pieca, w tym przypadku do około 138 t/h, a więc do około 3300 t/d.

Wprowadzenie drugiego „palnika” – paleniska, w dekarbonizatorze wstępnym, rozwiązało to ograniczenie wydajności pieca, bowiem palnik piecowy podgrzewa jedynie klinkier od temperatury 1000°C do 1450°C. Obejmuje to także utworzenie stopu. Zastosowanie dekarbonizatora wstępnego spowodowało zwiększenie wydajności pieca do 8000 t/ 24 h, a więc do około 333 t/h .

Wykorzystując ilości ciepła podane przez Gygi (2) będziemy mieli około 500 kJ/kg klinkieru na podgrzanie klinkieru i około 380 kJ/kg klinkieru, jako ciepło krystalizacji faz klinkierowych. W związku z tym zużycie ciepła wyniesie około 120 kJ/kg klinkieru. Powoduje to obciążenie cieplne palnika piecowego wynoszące 120 x 333 x 10³ kg = 39960 x 10³ kJ/h, a więc około 40 x 10⁶ kJ/h. Porównawczo obciążenie cieplne tego palnika przed wprowadzeniem dekarbonizacji wstępnej, wynosiło 20,5 x 10⁶ kJ/h i było mniejsze prawie o połowę, dokładnie o 0,56. Utrzymanie takiego samego obciążenia cieplnego palnika piecowego, po wprowadzeniu dekarbonizacji wstępnej, będzie odpowiadało około 2,4 większej wydajności pieca. Wydajność pieca w Ożarowie wynosi około 8000 t/24 h i ma właśnie prawie taką wydajność: 3300 x 2,4 = 7920 t/24 h.

Zastosowanie dekarbonizatora wstępnego stwarza konieczność doprowadzenia powietrza do spalania w nim paliwa. Są tutaj dwie możliwości: powietrze jest podawane przez piec, a więc należy zastosować odpowiedni współczynnik nadmiaru powietrza w pal-

– sintering and the final clinker formation in the rotary kiln.

Long ago in the classic kiln with the cyclones preheater, the whole heat quantity used in the clinker formation process, including also the raw material calcining, was formed as a result of the fuel burning in the kiln burner. The kiln fulfilled the double role of the furnace and the chemical reactor. It was the limitation of the kiln capacity to the maximum heat load of the burning zone.

The heat quantity formed in the burning zone of the kiln is limited, so-called the heat loading of the kiln, achieving to the volume, which includes the kiln length equal to the length of the flame. The heat loading of the kiln calculated on the unit of its volume is difficult to establish because the determining of the flame length is not the simple matter. For this reason, as a rule the heat loading calculated on one m² of the intersection of the burning zone is used. In the described kiln, this heat load, as it was mentioned, is equal to 5.12 · 10⁶ kJ/(m²·h).

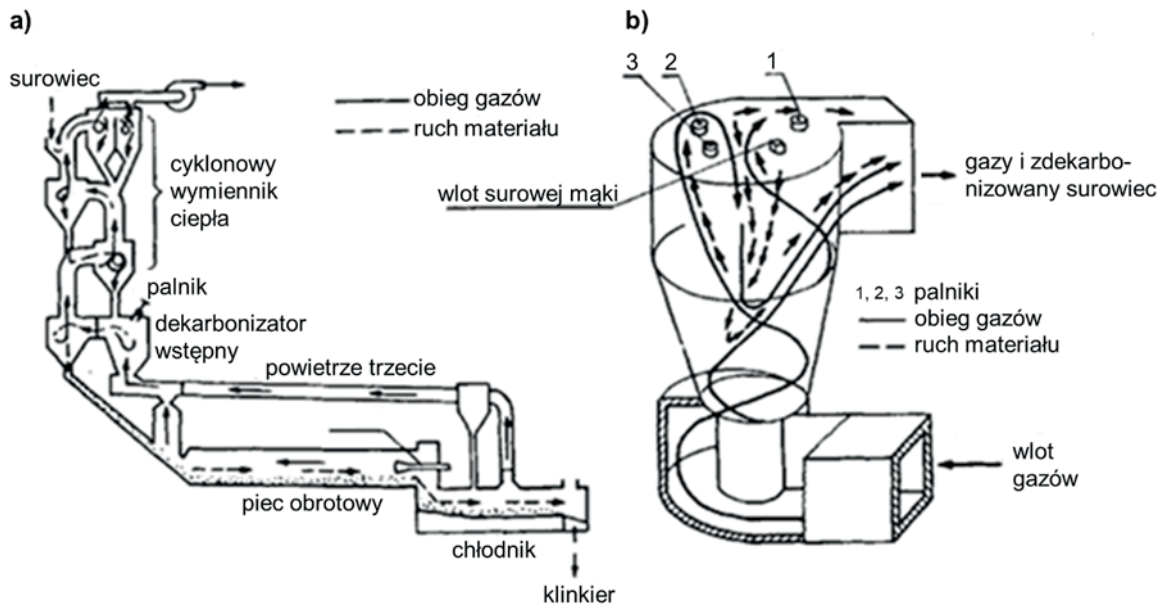
In the classic kiln with cyclone heat exchanger the whole heat quantity is used in the clinker formation process, and also for raw material calcining, must be obtained as the result of fuel burning in the kiln burner. The kiln fulfilled simultaneously two functions, the furnace and the chemical reactor.

The heat quantity produced in the fuel burning zone in the kiln is limited by the so-called heat loading of the kiln, achieving to the volume which includes the kiln section equal to the length of the flame - Fig. 3. However, the heat loading of the kiln calculated on the one unit of this volume is difficult to arrange because the establishing of the flame length is not simple. For this reason as a rule the heat loading calculated on the one m² of the burning zone is applied. In the case of the kiln analyzed this loading is equal, as it was mentioned earlier to 5.12·10⁶ kJ/(m²·h).

It is simple to calculate the heat loading of the kilns on the basis of the capacity, unitary heat consumption and the dimensions of the kiln in the sintering zone. For example for the historical kiln in cement plant Ożarów, with dimension 5.75 x 90 m and the capacity of 3300 t/d (137.5 t/h), the kiln section was equal 5.35² × 3.14 = about 90 m². The heat quantity produced by fuel burning and for heat consumption equal to 3350 kJ/kg of clinker, must be on the level 137.5·10³ × 3350 = 460625·10³ kJ/h. The heat load calculated on one m² of the kiln section must attending the level equal to 5.12·10⁶ kJ/(h·m²). We are applying the calculation of heat loading on the surface of the kiln section in the burning zone because we don't know flame length exactly. Sometimes one assume that it is about 5D [fig. 3]. However, we can calculate the kiln capacity using the heat loading and the section of the kiln in the fuel burning zone, comparing these results to the heat used up for clinker sintering:

$$\frac{5,12 \cdot 10^6 \times 90}{3350 \times 10^3} = 137,55 \frac{t}{h}$$

The thermal load of the fuel combustion zone, i.e. the furnace burner, limited the efficiency of the furnace, in this case to about 138 t/h, i.e. to about 3300 t / d.



Rys. 4. Dekarbonizator wstępny japońskiej firmy Chichibu. Powietrze trzecie jest doprowadzone z chłodnika do dekarbonizatora wstępnego

Fig. 4. The Preliminary calciner of the Japanese Company Chichibu. The third air is supplied from the cooler to the preliminary calciner

niku głównym. Tak będziemy nazywać palnik piecowy, aczkolwiek podaje się do niego mniejszą ilość paliwa, niż do dekarbonizatora.

Drugie rozwiązanie polega na doprowadzeniu powietrza specjalnym rurociągiem z chłodnika, lub z głowicy pieca, bezpośrednio do dekarbonizatora. Jest to tak zwane powietrze trzecie, pokazane na rysunku 4.

Zwiększenie współczynnika nadmiaru powietrza w palniku głównym jest ograniczone przez wymagany poziom temperatury płomienia, który decyduje o wymianie ciepła w strefie spiekania, a więc o temperaturze w piecu. Temperatura płomienia zależy od wartości opałowej paliwa i od ilości gazów spalinowych, które są

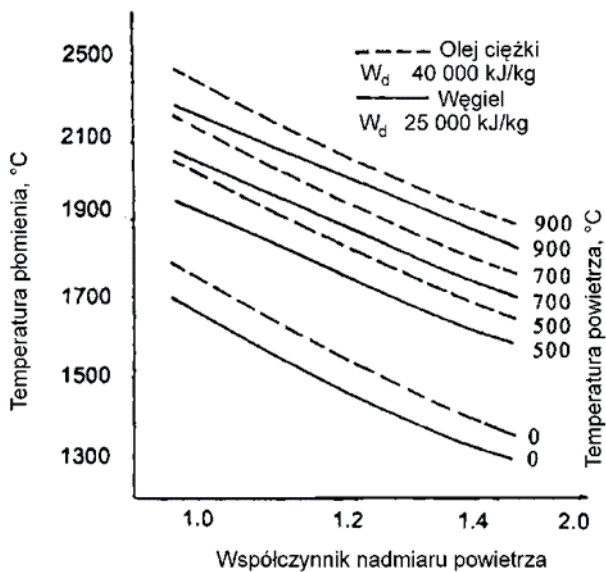
The introduction of second “burner” – furnace, in the preliminary calciner, solved this limitation of kiln capacity, because the kiln burner is only heating of clinker from the temperature 1000°C to 1450°C. It covers also the melt formation. The application of preliminary calciner caused the increase of the kiln capacity to 8000 t/24h, thus to about 333 t/h.

To utilize the heat quantity given by Gygi (2) we will have about 500 kJ/kg of clinker for heating and about 380 kJ/kg of clinker, as the heat of the crystallization of clinker phases. With connection of this, the heat consumption will be 500 – 380, thus it is about 120 kJ/kg of clinker. It causes the loading of kiln burner equal to $120 \times 333 \times 10^3 \text{ kg} = 39960 \times 10^3 \text{ kg} = 39960 \times 10^3 \text{ kJ/h}$, thus of about $40 \times 10^6 \text{ kJ/h}$. By comparison, the heat load of this burner before the introduction of the preliminary calcination was maintained equal to $20.5 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ and was almost by the half, exactly by 0.56. The maintenance of the same heat loading of the kiln burner, after introducing of the preliminary calcining, will be equal to about 2.4 higher kiln capacity. The capacity of the kiln in Ożarów is equal to about 8000 t/24 h and have just almost this capacity: $3300 \times 2.4 = 7920 \text{ t/24 h}$.

The application of the preliminary calciner is created by the necessity to supply of the air for fuel burning inside. There are two possibilities: the air is supplied by the kiln, thus it is necessary to apply the suitable excess of the air in the main burner. We will call so the kiln burner, however, the lower quantity of the fuel is supplied to it, then to the calciner.

The second solution is based on the supplying of the air by the special pipeline from the cooler, or from the kiln head, directly to the calciner. It is so called “third air”, shown in the fig. 4.

The increase of the excess air coefficient in the main burner is limited by the demanded level of the flame temperature, which



Rys. 5. Wpływ współczynnika nadmiaru powietrza i temperatury powietrza trzeciego na temperaturę płomienia.

Fig. 5. The influence of the coefficient of the excess air and third air on the temperature of the flame

funkcją współczynnika nadmiaru powietrza. Wpływa na nią także temperatura powietrza do spalania, co wynika z następującego wzoru:

$$T = \frac{(1 - \vartheta) \cdot W_d + q}{\sum G \cdot c} [^{\circ}\text{C}]$$

gdzie: W_d – wartość opałowa paliwa w kJ/kg, q – ciepło fizyczne powietrza i paliwa, w kJ/kg paliwa, G – masa gazów = $m_{\text{H}_2} + m_{\text{O}_2} + m_{\text{H}_2\text{O}} + \dots$, w kg/kg paliwa, c – ciepło właściwe tych składników spalin w kJ/kg·K, ϑ – współczynnik Pecleta, który wynosi od 0,20 do 0,25.

Jak to pokazano na rysunku 5 graniczny współczynnik nadmiaru powietrza wynosi około 1,2, co odpowiada temperaturze płomienia około 1800°C. Jednak już nawet przy tej wartości trzeba się liczyć ze spadkiem temperatury w piecu. Jak wynika bowiem z zależności Stefana-Boltzmana intensywność wymiany ciepła ulegnie zmniejszeniu w porównaniu z normalną temperaturą płomienia, wynoszącą około 2200°C, w przypadku węgla o wartości opałowej 25000 kJ/kg. Stosując znaną zależność Stefana-Boltzmana dla jednostkowej powierzchni:

$$Q = \varepsilon_z \cdot C_0 \cdot \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right]$$

gdzie: ε_z – emisyjność zastępcza dwóch ciał, pomiędzy którymi zachodzi wymiana ciepła przez promieniowanie, C_0 – stała promieniowania ciała doskonale czarnego 5,7 W/m²K⁴, T_g , T_m – odpowiednio temperatura gazów i materiału.

Znając temperaturę płomienia możemy obliczyć ilość ciepła przekazywaną od płomienia do materiału w piecu, w strefie spalania.

Wpływ na wydajność pieca częściowej i pełnej dekarbonizacji wstępnej podają Ghestem i Herriquet (5). Zależności te pokazano na rys. 6. Jak wynika z krzywych pokazanych na tym rysunku, w przypadku podawania powietrza do dekarbonizatora przez piec, wydajność tego urządzenia rośnie do około 40 % paliwa spalane w dekarbonizatorze, jednak przyrost ten jest nieznaczny. Praktycznie opłaca się podawać do dekarbonizatora do 25 % paliwa, co zapewnia wzrost wydajności pieca o około 30 %, pomimo bardzo znacznego zwiększenia stopnia dekarbonizacji przed piecem, osiągającym około 55 %. Liniami cienkimi przedstawiono doprowadzenie powietrza do dekarbonizatora przez piec, a grubymi osobnym rurociągiem, jako tak zwane powietrze „trzecie”, z chłodnika do dekarbonizatora.

Z rysunku 6 wynika, że zupełnie inne wyniki daje dekarbonizacja wstępna, w przypadku doprowadzenia powietrza trzeciego osobnym rurociągiem. Pokazano takie rozwiązanie na rysunku 4, jako rozwiązanie firmy japońskiej. Można osiągnąć wówczas ponad 2,5-krotny wzrost wydajności pieca, przy stopniu dekarbonizacji dochodzącym do 90%.

Podsumowaniem wyników osiągniętych przez nowoczesne piece obrotowe stanowi rysunek 7, opracowany przez Herschenbacha (6). Wynikają z niego następujące wnioski:

determines the heat exchange in the sintering zone, thus of the temperature in the kiln. The flame temperature is dependent of the fuel net calorific value and the quantity of the burning gases, which are the function of the excess air coefficient. It is influenced also by the air burning temperature, which is defined by the formula:

$$T = \frac{(1 - \vartheta) \cdot W_d + q}{\sum G \cdot c} [^{\circ}\text{C}]$$

where: W_d – fuel net calorific value, kJ/kg, q – physical heat of air and fuel, in kJ/kg of fuel, G – the mass of gasses = $m_{\text{H}_2} + m_{\text{O}_2} + m_{\text{H}_2\text{O}} + \dots$, in kg/kg of fuel, c – specific heat of these gases components in kJ/kg·K, ϑ – the Peclet's coefficient which is from 0,20 to 0.25.

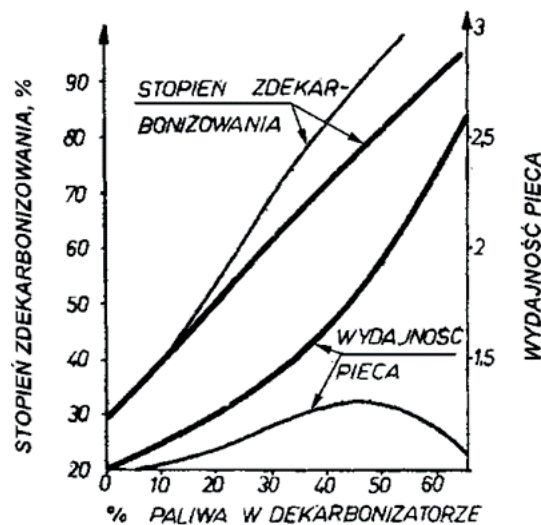
As shown on Fig. 5 the border coefficient of the excess air is about 1.2, which is linked with the flame temperature of about 1800°C. However, even for this value, we must take into account the temperature dropping in the kiln. Because as it result from the Stefene-Boltzman rule the intensity of heat exchange will be lowering in comparison with normal flame temperature, equal to about 2200°C, in the case of carbon with fuel value 25000 kJ/kg. Applying the known Stefan - Boltzman law for the surface unit:

$$Q = \varepsilon_z \cdot C_0 \cdot \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right]$$

where: ε_z – is the emission substitute of two bodies, between which the heat exchange is occurring by radiation, C_0 – the constant of radiation of the perfectly black body 5,7 W/m²K⁴, T_g , T_m – suitably the temperature of the gasses and material.

Knowing the flame temperature, we can calculate the heat quantity passing on from the flame to the material in the kiln, in the burning zone.

The influence on the kiln capacity of the partial or the total preliminary calcination is given by Ghestem and Herriquet (5). These



Rys. 6. Wydajność pieca i stopień dekarbonizacji w zależności od udziału paliwa spalane w dekarbonizatorze (5).

Fig.6. Kiln capacity and the degree of calcining in relation of the fuel quantity burned in the calciner (5).

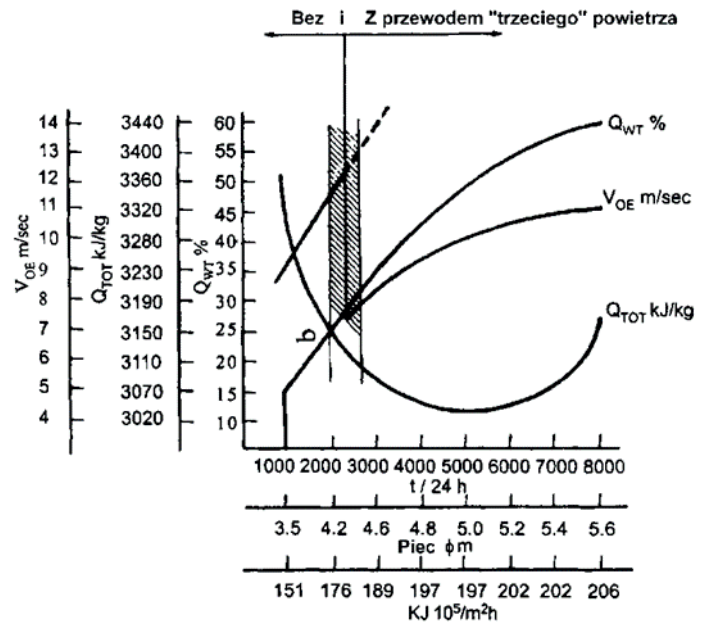
- ilość paliwa spalana w przypadku dekarbonizacji częściowej – bez osobnego doprowadzenia powietrza trzeciego do dekarbonizatora, może maksymalnie wynosić 28 % gdyż osiągnięta w tych warunkach szybkość gazów na wylocie z walczaka piecowego przekracza 12 m/s, co jest wartością graniczną. Jeszcze lepiej gdy ta szybkość nie przekracza 10 m/s. Przy większych szybkościach piec nie może dobrze pracować,
- dekarbonizację całkowitą oplaca się stosować w przypadku pieców o wydajności większej od 2000 t/h,
- najkorzystniejszym z techniczno-ekonomicznego punktu widzenia piecem jest piec wydajności 4 000 do 6 000 t/24h i o odpowiadających mu średnicach 4,8 do 5,2 m.

Można podać, że w światowym przemyśle cementowym, stosuje się w praktyce dekarbonizację całkowitą także w przypadku pieców o wydajności mniejszej od 2000 t/d.

W dekarbonizatorach stosuje się technikę fluidalną. Powstało bardzo dużo rozwiązań konstrukcyjnych dekarbonizatorów, jednak w ostatnich czasach stosuje się głównie dekarbonizatory firmy Humboldt. Ich konstrukcja wykorzystuje rurociąg łączący piec z cyklonami, odpowiednio go wydłużając, w celu zwiększenia czasu spalania paliwa. Opiera on się na pierwszym dekarbonizatorze zastosowanym w cementowni w Doternhausen (4). Typowe dla dekarbonizatorów Humboldta jest zagięcie tego rurociągu pod kątem 180°, co jest określane żargonowo jako „łabędzia szyja” [rys. 8] i zapewnia dłuższe przebywanie surowca w tym dekarbonizatorze, zapewniając większy stopień dekarbonizacji.

Typowym przykładem dekarbonizatora cyklonowego jest urządzenie firmy Japońskiej IHI, określane mianem „flash calciner” [rys. 10] (7). Początkowo był on przeznaczony do spalania ciężkiego oleju, a nowsza konstrukcja dostosowana została do spalania węgla, nawet gorszych gatunków (7). Gazy piecowe wchodzi do dolnego rurociągu, do którego podawana jest także główna część mączki surowcowej. Gorące powietrze z chłodnika wpada do komory wirowej, do której doprowadzone jest także paliwo. W tej komorze miesza się ono z gazami piecowymi i przepływa do komory reakcyjnej, do której dostarczana jest pozostała ilość surowca. Ten dekarbonizator zapewnia zmniejszenie temperatury gazów o 30 do 40°C. Stopień dekarbonizacji wynosi 85 do 90%, co zapewnia dużą wydajność właściwą pieca obrotowego, wynoszącą około 3 t/m² × 24h.

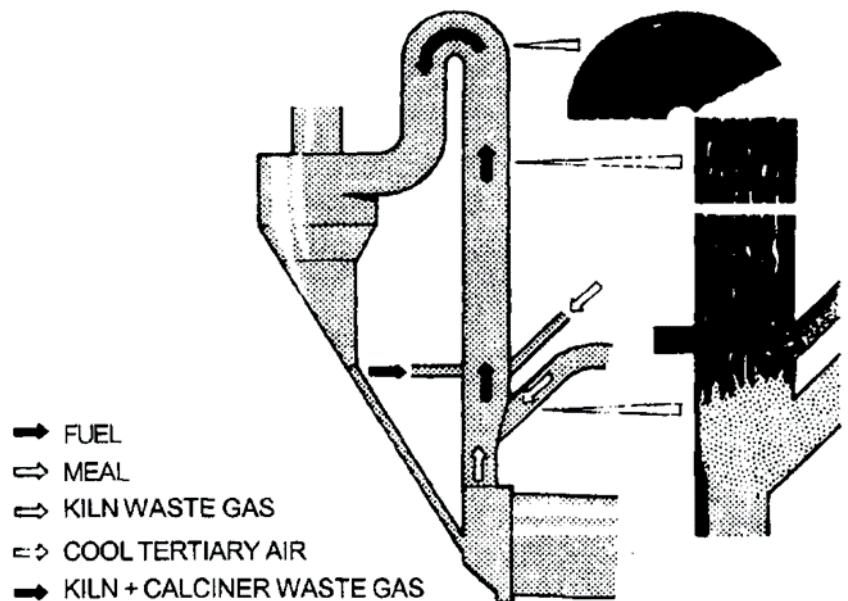
Typowym przykładem dekarbonizatora pierwszego typu jest konstrukcja japońskiej firmy Chichibu Cement – rys. 11 (7). Od góry do dekarbonizatora wprowadzany jest materiał z cyklonu trzeciego stopnia oraz paliwo palnikami. Gazy spalinowe unoszą surowiec i podają go do cyklonu czwartego stopnia, podgrzewając go równocześnie do temperatury około 900°C i dekarbonizując w około 90% zawarty w nim wapień.



Rys. 7. Jednostkowe zużycie ciepła Q_{TOT} i prędkość gazów na wlocie do pieca V_{OE} dla różnej ilości ciepła Q_{WT} , dostarczanej do dekarbonizatora (6).

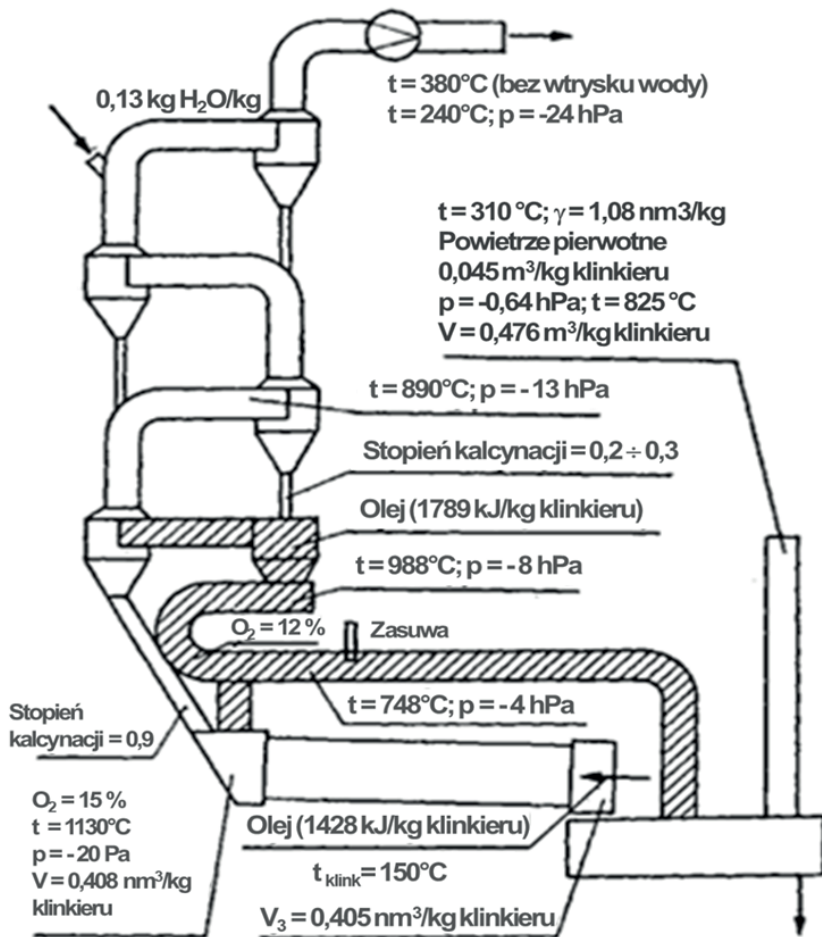
Fig. 7. The heat consumption Q_{TOT} and the gases velocity in the kiln inlet V_{OE} for different heat quantity Q_{WT} , delivered to the calciner (6).

relationships are shown in Fig. 6. As it is resulting from the curves shown in this figure, in the case of air transport to the calciner through the kiln, the capacity of this device is increasing to about 40% of the fuel burned in it. However, this increase is low. Practically it is profitable to pass to the calciner 25% of fuel, which gives the kiln capacity increase of about 30%, despite the very high increase of the degree of calcination before the kiln, achieving about 55%. Thin curves represent the transport of the air to the calciner through the kiln, and the thick ones represent the separate pipeline, as



Rys. 8. Dekarbonizator firmy Humboldt

Fig. 8. The calciner of Humboldt



Rys. 9. Zasada wstępnego dekarbonizatora; zakreskowany dekarbonizator i rurociąg doprowadzający do niego powietrze z chłodnika

Fig. 9. The primary calciner of Chichibu Company; calciner shown by lining as is also the pipe of the tertiary air from the cooler.

Bardzo podobnie działa dekarbonizator fluidalny firmy Smidth (8), lecz paliwo i surowiec doprowadzane są do dolnej części reaktora. Wariantowym rozwiązaniem jest konstrukcja Smidtha, polegająca na zawracaniu części mączki w obiegu gazów piecowych, bez dodatkowego doprowadzania paliwa. Pokazano ją na rysunku 12.

Na rysunku 9 pokazano układ pieca z dekarbonizatorem wstępnym firmy japońskiej, który nie jest nowoczesnym rozwiązaniem, daje jednak możliwość prześledzenia temperatur gazów, w takiej instalacji.

W dekarbonizatorze wstępnym spala się około 56% paliwa, a więc w piecu mniej i stąd jego obciążenie cieplne spada znacznie, a wydajność liczona na tej podstawie może wzrastać dwukrotnie. Stopień dekarbonizacji wsadu wynosi 90%, co bardzo znacznie zmniejsza zużycie ciepła w piecu; tym samym spada obciążenie cieplne w strefie spalania paliwa, można więc zwiększyć wydajność pieca ponad dwukrotnie.

Dla przykładu można podać, że piec w cementowni Ożarów o wymiarach 5,75 x 90, miał wydajność 3500 ton/24 h a więc około 146 t/h, co przy zużyciu ciepła wynoszącym 3350 kJ/kg

so called "third" air, from the cooler to the calciner.

Figure 6 shows that the initial decarbonization gives completely different results, when the 'third air' is supplied through a separate pipeline. Such a solution is shown in Figure 4 as a Japanese company solution. It is then possible to achieve over 2.5-fold increase in the efficiency of the furnace, with the degree of decarbonization reaching 90%.

The setup of the results obtained by the modern rotary kiln is the fig. 7, prepared by Herschenbach (6). The following conclusions can be drawn:

- The quantity of burned fuel in the case of partial calcining – without the transport of tertiary air to the calciner, can maximum be 28%, because in this conditions the velocity of gasses in the mouth of the kiln is overpassing 12 m/s, which is the border value. It is even better if this velocity don't over pass 10 m/s. By higher velocities the kiln cannot work well.
- The total calcination is worth to apply in the case of the kiln with the capacity higher than 2000 t/h,
- The most favourable kiln from technical and economical point of view, is the kiln of the capacity of 4 000 to 6 000 t/24h and of suitable diameters from 4.8 to 5.2 m.

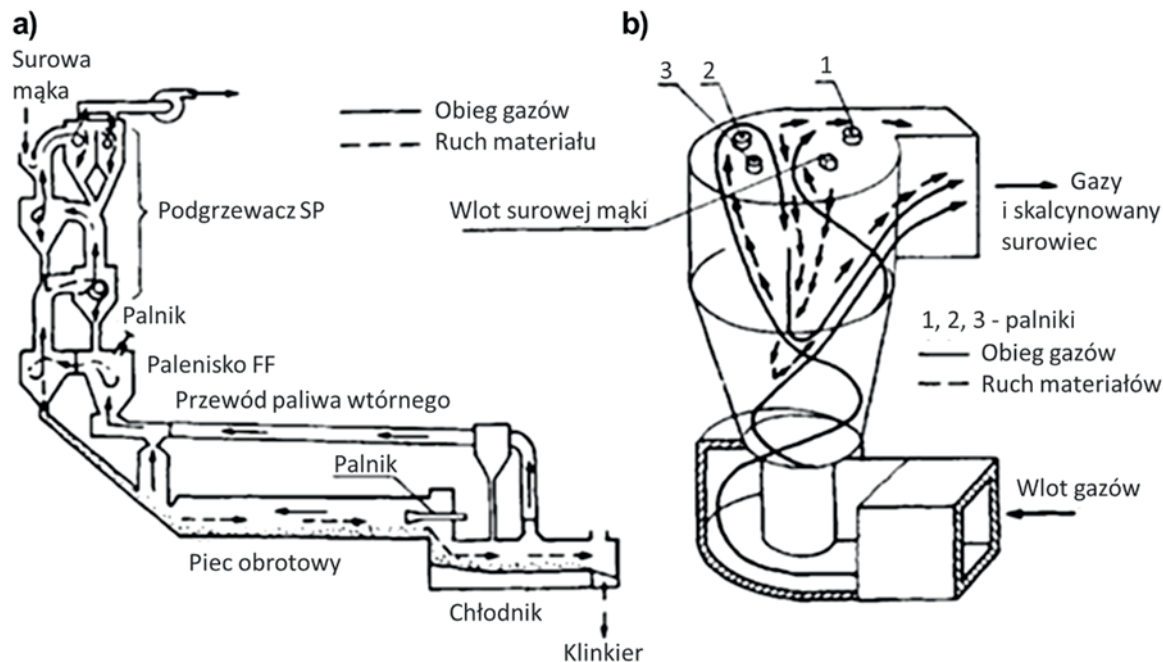
Fluidized bed technique is used in calciner. A lot of design solutions for calciners have been developed, but recently Humboldt calciners are mainly used.

Their design uses a pipeline connecting the furnace with cyclones, extending it accordingly, in order to increase the fuel combustion time. It is based on the

first calciner used in the cement plant in Doternhausen (4). Typical for Humboldt calciners is the bend of this pipeline at an angle of 180°, which is commonly referred to as a „swan neck” [Fig. 8] and ensures a longer stay of the raw material in this calciner, ensuring a greater degree of calcination.

The typical example of the cyclone calciner is the construction of the Japanese company IHI, named as „flash calciner” [Fig. 10] (7). Initially it was used for heavy oil burning and newer construction was adapted for the coal burning, even of the worse qualities (7). The kiln gases enter into the lower pipeline, to which is also introduced the main part of the raw material. The hot air from the cooler enters the whirling chamber, to which also the fuel is supplied. In this chamber, it is mixed with the kiln gases and flows to the reaction chamber to which the remaining quantity of raw material is supplied. This calciner the lowering of gases temperature of 30 to 40°C is assuring. The degree of calcination is 85 to 90%, which ensures a high specific efficiency of the rotary kiln, amounting to about 3 t/m² × 24h.

A typical example of the first calciner is the Japanese construction of the Chichibu Cement Company [Fig. 9]. From the top, the ma-



Rys. 10. Dekarbonizator wstępny firmy Chichibu Cement (7)

Fig. 10. The calciner of the Chichibu Company (7)

klinkieru daje $146 \cdot 10^3 \times 3350 = 489100 \cdot 10^3$ kJ/h. Przekrój pieca w świetle $5,35^2 \times 0,785 = 22,5$ m², a więc obciążenie cieplne strefy spalania liczone na jeden m² przekroju pieca w świetle wynosi $22 \cdot 10^6$ kJ/h·m². W oparciu o to obciążenie cieplne można graniczną wydajność omawianego pieca wyrazić wzorem:

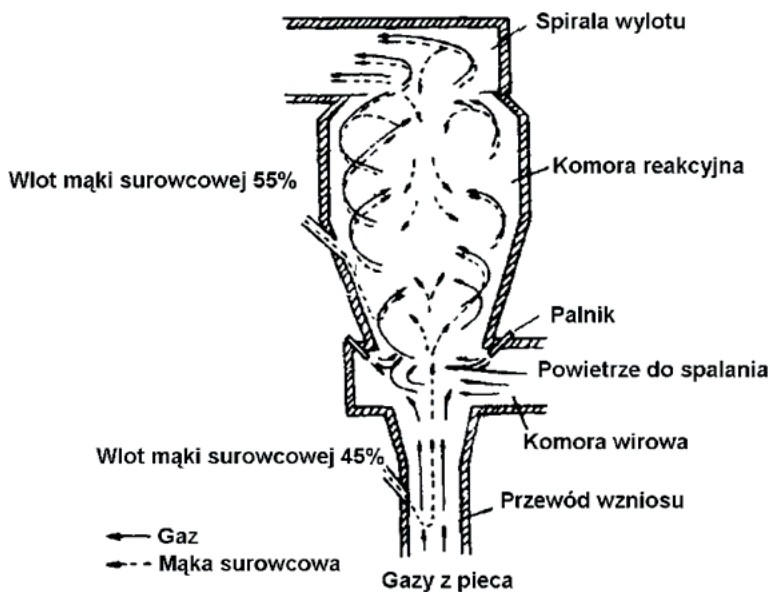
$$\frac{22 \cdot 10^6 \times 22,5}{2250 \times 10^3} = 148 \frac{t}{g}$$

W związku z tym, że w dekarbonizatorze wstępnym spalamy około 56% paliwa, to obciążenie cieplne pieca spada do $22 \cdot 10^6 \times 0,44$ i wynosi około $10 \cdot 10^6$ kJ/h·m². Aby utrzymywać się na tym samym poziomie to wydajność pieca musi wzrosnąć ponad dwukrotnie, do około 8000 ton/24 h. Po zainstalowaniu dekarbonizatora firmy Smidth w piecu w cementowni Ozarów osiągnięto właśnie taką wydajność.

Dekarbonizator firmy Smidth (8) jest cylindryczny z dwoma stożkowymi zakończeniami [rys. 12]. Gorące powietrze z chłodnika doprowadzone jest od dołu i w dolnej części stożkowej znajdują się palniki na paliwo. Tuż nad nimi znajdują się dwa wloty mączki surowcowej; jeden z cyklonu stopnia czwartego, drugi z cyklonu stopnia trzeciego. Rozdział ciepła z paliwa jest zwykle następujący: 1250 kJ/kg klinkieru w palniku piecowym i 1880 kJ/kg klinkieru w dekarbonizatorze.

Wprowadzone w konstrukcji dekarbonizatorów zmiany można streścić następująco:

- zwiększenie objętości przy zachowaniu smukłości kształtu w celu zwiększenia czasu przepływu gazów, i zmniejszenia emisji CO,

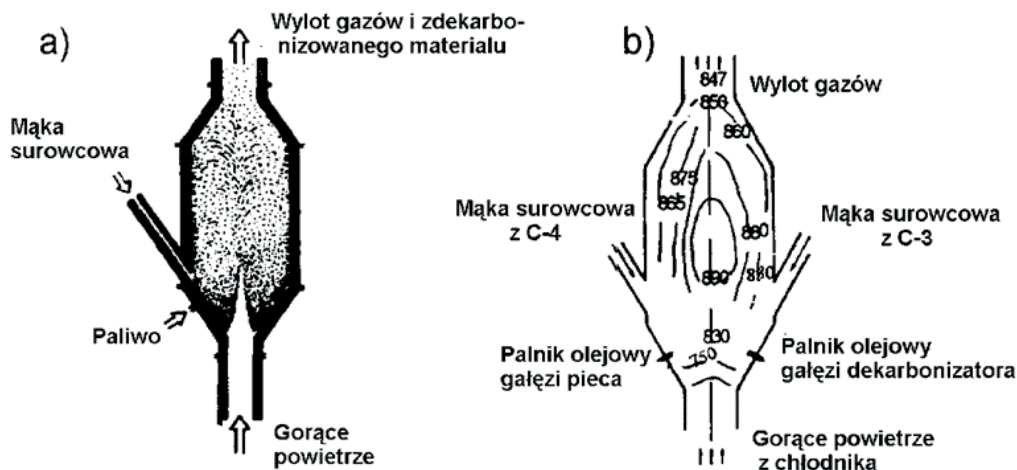


Rys. 11. Dekarbonizator firmy IHI C–FF (9).

Fig. 11. Calciner of the IHI C–FF Company (9).

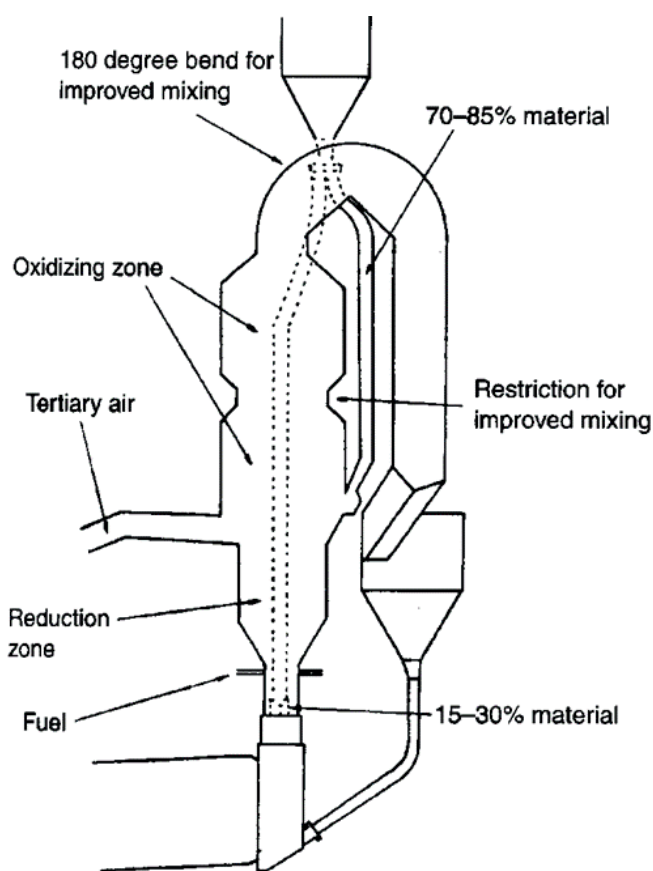
terial from the third stage cyclone is introduced into the calciner, while fuel is introduced by the burners. The flue gases lift the raw material and feed it to the fourth stage cyclone, simultaneously heating it to a temperature of about 900°C and calcining about 90% of its limestone.

The fluidal calciner of FL Smidth Company is working very similarly, however, the fuel and the raw material are supplied to the lower part of the reactor. The variant solution is the FL Smidth construction, based on the turn back of the part of the raw material



Rys. 12. Dekarbonizator firmy F.L.Smidth. a) schemat, b) rozkład temperatur w instalacji piecowej cementowni Tagawa.

Fig. 12. Calciner of F.L.Smidth Company. a) diagram, b) temperatur values in the calciner, in the cement plant Tagawa.



Rys. 13. Dekarbonizator firmy FLSmidth, zastosowany w cementowni Ożarów

Fig. 13. Calciner of FLSmidth, applied in the cement plant Ożarów

- zastosowanie przy końcu dekarbonizatora strefy mieszania lub turbulencji, w tym samym celu. Jest to bardzo często wygięcie cylindra dekarbonizatora pod kątem 180°, co określane jest mianem „łabędziej szyi”.

Zmiany te stwarzają równocześnie lepsze warunki do spalania paliw zastępczych lub surowców zawierających składniki palne, np. łupki bitumiczne.

to the circulation of kiln gases, without the supply of the fuel. It is shown in Fig. 11.

Figure 10 shows a kiln system with a Japanese pre-decarboniser, which is not a modern solution, but gives the possibility to trace the gas temperatures in such an installation.

About 56% of the fuel is burned in the preliminary calciner, so less in the furnace, and therefore its heat load drops significantly, and the efficiency calculated on this basis can double. The degree of calcination of the raw material is 90%, which greatly reduces the heat consumption in the furnace; thereby, the thermal load in the fuel combustion zone decreases, so the efficiency of the furnace can be more than doubled.

For example it can be mentioned that the kiln in cement plant Ożarów with the dimension 5.75 x 90, has the capacity of about 3500 t/d, thus about 146 t/h which with the heat consumption of 3350 kJ/kg of clinker is giving $146 \cdot 10^3 \times 3350 = 489100 \cdot 10^3$ kJ/h. The kiln section is $5.35^2 \times 0.785 = 22.5$ m², thus the heat loading of the burning zone, calculated on one m² of the kiln section is equal $22 \cdot 10^6$ kJ/h·m². On the basis of this heat loading we can the border of the capacity of this kiln presented in this formula:

$$\frac{22 \cdot 10^6 \times 22.5}{2250 \times 10^3} = 148 \frac{t}{g}$$

Because in the preliminary calciner it is burned about 56% of fuel, thus the heat loading of the kiln is diminishing to $22 \cdot 10^6 \times 0.44$ and is equal to about $10 \cdot 10^6$ kJ/h·m². To be at the same level the kiln capacity should increase over twice, to about 8000 t/d. After installed of the FL Smidth calciner the such capacity was obtained.

The Smidth (8) calciner is the cylindrical with two conical ending [Fig. 12]. The hot air from the cooler is supplied from down and in the conical down part there are the fuel burner. Close by above there are the two inlets of the raw meal; one of the fourth cyclone, the second from third cyclone. The separation of the fuel heat is

3. Podsumowanie

Dekarbonizatory, w których przebiega rozkład węglanu wapnia w zestawie surowcowym, pozwalają na duże zwiększenie wydajności pieca obrotowego, gdyż zmniejszają one znacznie obciążenie cieplne palnika piecowego. Jego obciążenie cieplne jest utrzymywane jednak na zbliżonym poziomie, w związku ze znacznym zwiększeniem wydajności pieca.

Literatura / References

1. H. zur Strassen, Zement **30**, 231 (1941); Zement-Kalk-Gips, 10, 1 (1957).
2. H. Gygi, 3rd Int. Congr. Chem. Cem. London, 750, London 1955.
3. R. Nacken, Thermochemical research on cement. Zement **11**, 245-247, 1922
4. W. Kurdowski, A handbook of a cement industry technologist, Arkady, Warsaw, 1981 (in Polish).
5. G. Ghestem, P. Herriquet, Rozwiązania wstępnej dekarbonizacji firmy Fives-Cail-Babcock, Cement Wapno Gips, **1981**(4-5), 97-107 (1981).
6. H. Herchenbach, Beitrag zur verfahrens technischen Auslegung von Calcinatoren für Zement-Rohmehl, Zement-Kalk-Gips, **34**(8), 395-406 (1981).
7. Mitsubishi Mining and Cement Company. Cement Technology **5**(2), 300-306 (1974).
8. FLSmidth Brochures: 1. "Dry process kiln systems", 2. Cross-BarR Cooler "The latest standard in clinker cooling technology".
9. N. Nakamura, Fuel oil saving by IHI-SF precalciner-kiln proces, 7th Int. Congr. Chem. Cem., Paris 1980, **IV**, 725 (1980).

usually the following: 1250 kJ/kg clinker in the kiln burner and 1880 kJ/kg clinker in the calciner.

The changes introduced in the design of calciners can be summarized as follows:

- increasing the volume while maintaining a slim shape in order to increase the gas flow time and reduce CO emissions,,
- using a mixing or turbulence zone at the end of the calciner for the same purpose. It is very often the bending of the calciner cylinder at an angle of 180°, which is referred to as the "swan neck".

These changes form the better conditions for burning the substitute fuels or of raw material containing flammable components, for example bituminous shale.

3. Summary

The calciners, in which the decomposition of calcium carbonate in the raw material is occurring, give a possibility of the high increase of the rotary kiln capacity, because they decrease significantly the heat load of kiln burner. Its heat loading is, however, maintained on a similar level, due to the significant increase of kiln capacity.