

**THE RISK OF HYDROGEN EXPLOSION IN A SUBMARINE P.2
CATALYST BED FLOW RESISTANCE**

**ZAGROŻENIE WYBUCHEM WODORU NA OKRĘCIE PODWODNYM CZ.2
OPORY PRZEPEŁYWU ZŁOŻA KATALIZATORA**

**ОПАСНОСТЬ ВЗРЫВА ВОДОРОДА НА ПОДВОДНОЙ ЛОДКЕ Ч.2 СОПРОТИВЛЕНИЕ
ПОТОКУ СЛОЯ КАТАЛИЗАТОРА**

**GEFAHR EINER WASSERSTOFF-EXPLOSION IN EINEM U-BOOT TEIL 2:
STRÖMUNGSWIDERSTAND DES KATALYSATORBETTS**

**RIESGO DE EXPLOSIÓN DE HIDRÓGENO EN SUBMARINOS 2ª PARTE. RESISTENCIA AL FLUJO DEL
LECHO DEL CATALIZADOR**

Ryszard Kłos

Polish Naval Academy, Department of Underwater Work Technology in Gdynia, Poland
Akademia Marynarki Wojennej Zakład Technologii Prac Podwodnych w Gdyni

STRESZCZENIA / ABSTRACTS

This series of articles presents the problem of undertaking the high risk project of modernisation of hydrogen incinerators on a submarine. The article describes technical issues connected with the flow capacity of a modernised hydrogen incinerator.

Key words: flow resistance, scrubber filling flow resistance.

W cyklu artykułów przedstawiono problematykę prowadzenia projektu dużego ryzyka na przykładzie modernizacji spalarek wodoru na okręcie podwodnym. W artykule opisano techniczne problemy związane z przepustowością zmodernizowanej spalarki wodoru.

Słowa kluczowe: opory przepływu, opory przepływu wypełnień skruberów.

В цикле статей представлена проблематика управления проектом высокого риска на примере модернизации сжигателей водорода на подводной лодке. В статье описаны технические проблемы, связанные с пропускной

Ключевые слова: сопротивление потоку, сопротивление потоку содержимого скрубберов.

In der Reihe von Artikeln wurde die Problematik vorgestellt, ein Projekt von erhöhtem Risiko am Beispiel der Modernisierung von Wasserstoff-Verbrennungsöfen in einem U-Boot zu führen. In dem Artikel werden die technischen Probleme in Verbund mit der Durchlassfähigkeit der modernisierten Wasserstoff-Verbrennungsvorrichtung beschrieben.

Schlüsselwörter: strömungswiderstand, strömungswiderstand von gaswäschern.

En este ciclo de artículos se presenta la problemática de la realización de proyectos de alto riesgo, tomando como ejemplo la modernización de incineradores de hidrógeno en submarinos. En el artículo se describen una serie de problemas técnicos relacionados con la modernización de incineradores de hidrógeno.

Palabras clave: resistencia al flujo, resistencia al flujo rellenos de depuradores.

ARTICLE INFO

PolHypRes 2016 Vol. 57 Issue 4 pp. 7 - 18

ISSN: 1734-7009 eISSN: 2084-0535

DOI: 10.1515/phr-2016-0021

Pages: 12, figures: 3, tables: 2

page **www of the periodical:** www.phr.net.pl

Typ artykułu: oryginalny
Original article

Termin nadesłania: 14.09.2016r

Termin zatwierdzenia do druku: 20.10.2016r

Publisher

Polish Hyperbaric Medicine and Technology Society



WSTĘP

Wentylacja jam akumulatorowych, z których możliwa jest emisja wodoru na okręcie podwodnym może być realizowana, między innymi, w systemie zamkniętym z dopalaniem wodoru. Jest ono realizowane poprzez systemy katalitycznego spalania wodoru w powietrzu. W artykule opisano zadanie cząstkowe polegające na badaniu oporów przepływu złoża zrealizowane w ramach modernizacji spalarek wodoru polegającej na wdrożeniu nowych typów katalizatora. Od wyboru granulacji katalizatora zależały stawiane przez niego opory przepływu.

Ponieważ granulacja zaproponowanego katalizatora różniła się znacznie kształtem w kierunku mniejszej jego średnicy zastępczej, to spodziewane były większe opory stawiane przez złożo. Zwiększenie oporów przepływu stawianych przez złożo katalizatora grozi zmniejszeniem efektywności wentylacji jam akumulatorów na okręcie podwodnym. Parametr ten powinien być dochowany, inaczej istnieje ryzyko potrzeby przeprojektowania osprzętu spalarek¹ przez to podrożenia kosztów ich modernizacji.

Dlatego przed podjęciem ostatecznej decyzji o zakupie katalizatora, zakupiono próbkę jego bazy stanowiącej granulaturę *aluminy*² do badań oporów przepływu. Doświadczalnie stwierdzono, że wzrost oporów przepływu Δp związany z zastosowaniem nowego wypełnienia spowoduje spadek przepływu \dot{V}_0 powietrza wentylacyjnego na poziomie gwarantującym jeszcze zachowanie zdolności do wentylacji przestrzeni jam akumulatorowych na akceptowalnym przez zamawiającego poziomie, przy wykorzystaniu tego samego wentylatora [1].

Opisane tutaj wyniki pomiarów stanowią drugi z cyklu artykułów opisujących problematykę zagrożenia wybuchem wodoru na okręcie podwodnym.

WPROWADZENIE

Dynamika płynów to dział mechaniki płynów zajmujący się siłami powodującymi ruch płynów. Podstawową zależnością opisującą wpływ sił na ruch płynu newtonowskiego jest równanie Naviera–Stokesa. Równanie Naviera–Stokesa stanowi układ równań różniczkowych będących regułą określania trójwymiarowej zmiany prędkości płynu v w czasie. Rozwiązanie układu równań Naviera–Stokesa zostało uznane za jedno z siedmiu najważniejszych matematycznych „problemów milenijnych”, gdyż pomimo tysięcy prac na ten temat od połowy dziewiętnastego wieku, nie udało się osiągnąć regularności rozwiązań równania Naviera–Stokesa.

Prędkość przepływu

Rozpatrując przepływ przez myślowo wybraną w strumieniu przepływu cienkościenną kapilarę o długości jednostkowej $l = 1$, wewnętrznym promieniu r i zewnętrznym $R = r + dr$, której oś pokrywa się z kierunkiem przepływu, można założyć dla ekstremalnie małego dr , że prędkość cząstek v dla całej pierścieniowej warstwy o grubości dr jest niezmienna $v(dr) = \text{idem} - \text{rys.1}$.

Zgodnie z prawem Newtona siła F działająca na

INTRODUCTION

Ventilation of battery compartments in which hydrogen emissions may occur on a submarine, can be implemented, *inter alia*, in a closed-circuit system with hydrogen combustion. It is realised through catalytic hydrogen combustion in the air. This article describes the partial objective of a project to modernise the catalyst bed flow resistance within a hydrogen incinerator via the implementation of new catalyst types. The choice of catalyst granulation was based on flow resistance.

Since catalyst granulation significantly differed in shape in the direction of a lower substitute diameter, the expected flow resistance of the bed was stronger. Increasing flow resistance of the catalyst deposits can reduce the efficiency of battery room ventilation on a submarine. This parameter should be maintained at a specified level, otherwise there is a risk of a need to redesign the incinerator equipment¹ and thus increase the cost of modernisation.

Therefore, before taking the final decision on catalyst purchase, a sample of its base constituted by the *alumina*² granulation was purchased for the purpose of carrying out flow resistance tests. The experiment proved that an increase of flow resistance Δp , connected with the application of a new filling, causes a flow reduction of \dot{V}_0 ventilation air at an acceptable level, guaranteeing the maintenance of ventilation capacity of battery rooms with the use of the same fan [1].

The measured results constitute the second paper in a cycle of articles illustrating the problematique of hydrogen explosion hazards on a submarine.

INTRODUCTION

Fluid dynamics is a branch of fluid mechanics dealing with forces causing fluid movement. The basic correlation describing the influence of forces on a Newtonian fluid movement is the Navier–Stokes equation. The Navier–Stokes equation constitutes a system of differential equations that set the principle for the determination of three-dimensional fluid velocity changes v over time t . The solution of the Navier–Stokes equation system was recognised as one of the seven most important mathematical "millennium problems", since despite thousands of works concerned with this subject matter that started to appear from the mid-nineteenth century, the regularity of solutions of the Navier–Stokes equation was not achieved.

Flow rate

When considering the flow through a selected thin-walled capillary with the unit length of $l = 1$, internal radius r and external radius $R = r + dr$, with the axis direction coinciding with the flow direction, it is possible to assume for an extremely small dr that the speed of particles v in the entire ring layer with the thickness of dr is invariable $v(dr) = \text{idem} - \text{fig.1}$.

In concord with *Newton's law*, the force F that acts on the area A is, with accuracy of viscosity η , directly proportional to that area A and velocity v changes along its thickness (fig.2):

pole A jest, z dokładnością do lepkości η , wprost proporcjonalna do tego pola A oraz zmiany prędkości v na jego grubości y (rys.2):

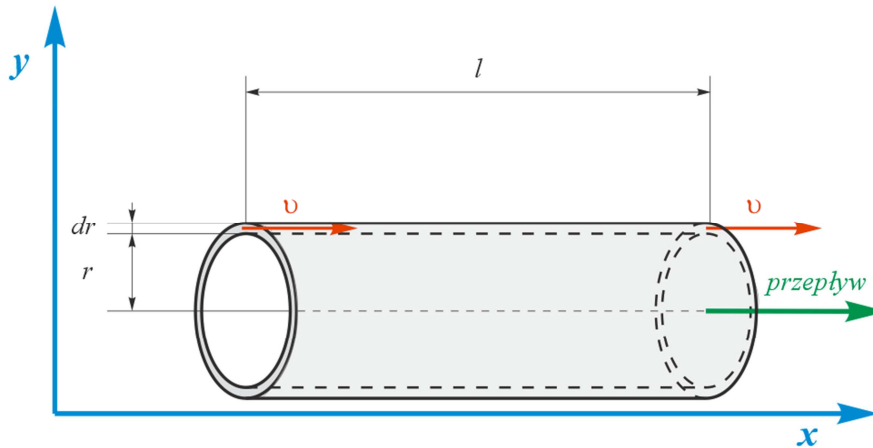


Fig.1.Capillary model.

Rys.1. Model kapilary.

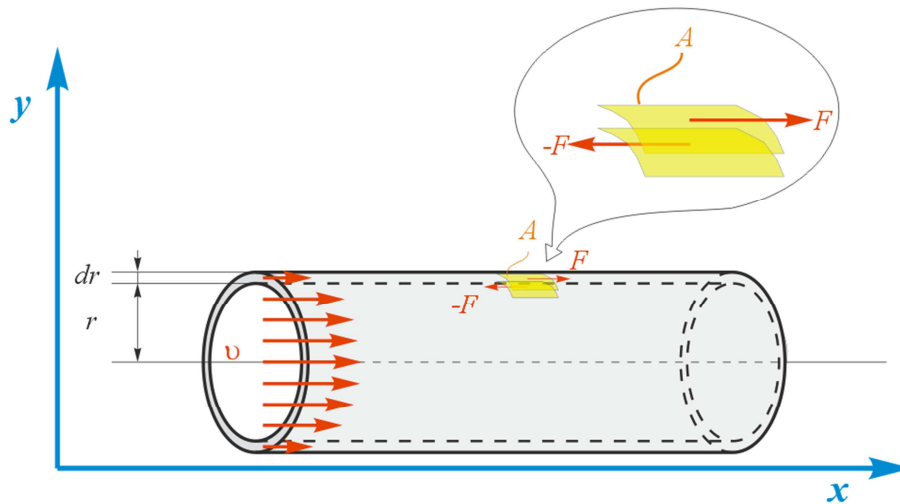


Fig. 2. Fluid motion in the capillary and force action on plane A.

Rys. 2. Ruch płynu w kapilarze i działanie sił na płaszczyznę A.

$$F = \eta \cdot A \cdot \frac{dv}{dy} \quad (1)$$

$$F = \eta \cdot A \cdot \frac{dv}{dy} \quad (1)$$

gdzie: F – siła działająca na pole A ; A – pole powierzchni, na które stycznie oddziałuje siła F ; v – prędkość cząstek w kierunku wertykalnym do powierzchni A ; y – wymiar liniowy

where: F – force acting on the area A ; A – surface area on which the force acts contiguously F ; v – particle velocity vertically to surface A ; y – linear dimension

Stąd siłę F , działającą w kierunku przepływu, na wewnętrzną powierzchnię kapilary, można wyrazić równaniem: $F(r) = \eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \frac{dv}{dy}$. Ze względu na obserwowaną dla płynów newtonowskich zmianę³ prędkości v w płaszczyźnie poprzecznej do kierunku przepływu, zmniejszający się w miarę oddalania się od osi przepływu, to na powierzchnię oddaloną o promień R powinna działać siła większa o tym samym zwrocie, lecz przeciwnym kierunku $F(R) = -F - dF = -\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \frac{dv}{dy} - d(\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \frac{dv}{dy})$ – rys.1. Stąd, dla stałej wartości lepkości $\eta = \text{idem}$, siłę wypadkową $F = F(r) + F(R)$ można zapisać w postaci równania:

Thus, the force F acting towards the flow direction, on the internal surface of the capillary can be expressed as the following equation: $F(r) = \eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \frac{dv}{dy}$. Due to the observed velocity v change in *Newtonian fluids* in a plane transverse to flow direction, decreasing while moving away from the flow axis, then on the surface separated by a length of the radius R a greater force should act of the same turn, however in the opposite direction $F(R) = -F - dF = -\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \frac{dv}{dy} - d(\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \frac{dv}{dy})$ – fig. 1. Hence, for constant viscosity value

$\eta = idem$, the net force $F = F(r) + F(R)$ can be written in the form of the equation:

$$F = -\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot d \left(r \cdot \frac{dv}{dy} \right) \quad (2)$$

gdzie: r – promień

Dla ruchu ustalonego zachodzi równowaga sił. Zatem siła tarcia T jest równoważona przez siłę F wynikającą ze spadku ciśnienia Δp na końcach wewnętrznej powierzchni kapilary, przesuującą wewnątrz rozpatrywanego wycinku strumienia w kształcie kapilary wzdłuż osi przepływu. Zgodnie z definicją ciśnienia $p = \frac{F}{A} \rightarrow F = p \cdot A$, skąd wynika, że siła powodująca ruch cząstek wewnątrz kapilary będzie wynosić:

$$F = \Delta p \cdot A = \Delta p \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr \quad (3)$$

gdzie: Δp – różnica ciśnień na odcinku jednostkowym długości kapilary $l = 1$

Występującą dla ruchu ustalonego równowagę sił opisanych równaniem (2) i (3) można zapisać w postaci równości: $-\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot d \left(r \cdot \frac{dv}{dr} \right) = \Delta p \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr$, którą po uporządkowaniu można zapisać: $\frac{d}{dr} \left(r \cdot \frac{dv}{dr} \right) = -\frac{\Delta p}{\eta} \cdot r$. Następnie rozpisując lewą stronę przy wykorzystaniu zależności na różniczkowanie iloczynu funkcji⁴, można otrzymać różniczkowe równanie liniowe drugiego rzędu: $r \cdot \frac{d^2v}{dr^2} + \frac{dv}{dr} = -\frac{\Delta p}{\eta} \cdot r$, które po uporządkowaniu przybierze postać: $\frac{d^2v}{dr^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{dv}{dr} = -\frac{\Delta p}{\eta}$. Wprowadzając podstawienie: $y = \frac{dv}{dr}$ oraz $c = \frac{\Delta p}{\eta}$ można obniżyć rząd równania różniczkowego otrzymując równanie różniczkowe liniowe pierwszego rzędu: $\frac{dy}{dr} + \frac{y}{r} - c = 0$.

Można sprawdzić, że rozwiązaniem tego równania jest funkcja: $y = \frac{const}{r} - r \cdot \frac{c}{2}$. Powtórnie stosując podstawienia $y = \frac{dv}{dr}$ oraz $c = \frac{\Delta p}{\eta}$, można otrzymać: $\frac{dv}{dr} = \frac{const}{r} - r \cdot \frac{\Delta p}{2 \cdot \eta}$. Całkując tak otrzymane równanie można otrzymać rozwiązanie: $v = const \cdot \ln r - \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot \frac{r^2}{2} + const'$. Dla zerowego promienia wewnętrznej kapilary $r = 0$ osiągnięta prędkość ruchu będzie maksymalna v_{max} , stąd $const \equiv 0$, gdyż w przeciwnym razie wartość $\ln r$ będzie nieoznaczona.

Zatem rozwiązanie upraszcza się do funkcji ogólnej $v = -\frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot r + const'$, dla której prędkość przepływu na zewnętrznej powierzchni będzie zerowa $\nabla_{R=r+dr} v = 0$, dlatego $const' = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot R^2$. Ostatecznie prędkość przepływu v wewnątrz kapilary, w funkcji jej promienia R w odległości r od środka może być wyrażona zależnością:

$$v = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot (R^2 - r^2) \quad (4)$$

Średnia prędkość przepływu

Wartość średnią prędkości przepływu \bar{v} można przybliżyć średnią arytmetyczną: $\bar{v} = \frac{v(r=0) - v(r=R)}{2}$. Zgodnie z zależnością (4) wartość prędkości przepływu przy ścianie kapilary z definicji wynosi zero: $v(r=R) \stackrel{def}{=} 0$. W osi kapilary osiąga wartość maksymalną: $v(r=0) = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta \cdot l} \cdot R^2$. Stąd wartość średnia prędkości \bar{v} wyniesie [2]:

$$\bar{v} = \frac{\Delta p}{8 \cdot \eta \cdot l} \cdot R^2 \quad (5)$$

gdzie: \bar{v} – średnia prędkość cząstek; l – długość kapilary

$$F = -\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot d \left(r \cdot \frac{dv}{dy} \right) \quad (2)$$

where: r – radius

There is a balance of forces in the defined motion. Therefore, friction force T is counterbalanced by force F resulting from the pressure drop Δp at the terminal points of the external capillary surface, moving the interior surface of the considered stream in the shape of the capillary along the flow axis. According to the pressure definition $p = \frac{F}{A} \rightarrow F = p \cdot A$, it results that the force that causes particle movement inside the capillary will amount to:

$$F = \Delta p \cdot A = \Delta p \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr \quad (3)$$

where: Δp – pressure difference at a unit length of the capillary $l = 1$

The balance of forces occurring in the defined movement described with equation (2) and (3) may be expressed as follows: $-\eta \cdot 2 \cdot \pi \cdot d \left(r \cdot \frac{dv}{dr} \right) = \Delta p \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr$, which, after rearrangement can be written as: $\frac{d}{dr} \left(r \cdot \frac{dv}{dr} \right) = -\frac{\Delta p}{\eta} \cdot r$. Next, by expansion of the left side with the use of the equation for function product differentiation⁴, we will obtain the second-order linear differential equation: $r \cdot \frac{d^2v}{dr^2} + \frac{dv}{dr} = -\frac{\Delta p}{\eta} \cdot r$, which after rearrangement will assume the following form: $\frac{d^2v}{dr^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{dv}{dr} = -\frac{\Delta p}{\eta}$. With an introduction of a substitution: $y = \frac{dv}{dr}$ and $c = \frac{\Delta p}{\eta}$ we may lower the order of the differential equation, thus obtaining the first-order linear differential equation: $\frac{dy}{dr} + \frac{y}{r} - c = 0$.

We may check that the solution to this equation will be the function: $y = \frac{const}{r} - r \cdot \frac{c}{2}$. Again, by using substitution $y = \frac{dv}{dr}$ and $c = \frac{\Delta p}{\eta}$, we obtain: $\frac{dv}{dr} = \frac{const}{r} - r \cdot \frac{\Delta p}{2 \cdot \eta}$. If we integrate the thus obtained equation, the solution will be as follows: $v = const \cdot \ln r - \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot \frac{r^2}{2} + const'$. For zero internal capillary radius $r = 0$ the achieved motion movement will be maximal v_{max} , hence $const \equiv 0$, as otherwise the value $\ln r$ will be undetermined. Therefore, the solution is reduced to a general function $v = -\frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot r + const'$, for which the flow rate at the external surface will be equal to zero $\nabla_{R=r+dr} v = 0$, and thus $const' = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot R^2$. In the end, the flow rate v inside the capillary, in the function of its radius R at the r distance from the centre can be expressed as the following equation:

$$v = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta} \cdot (R^2 - r^2) \quad (4)$$

Average flow rate

The average flow rate \bar{v} can be approximated with the arithmetic average: $\bar{v} = \frac{v(r=0) - v(r=R)}{2}$. According to equation (4), the flow rate value at the capillary wall by definition is equal to zero: $v(r=R) \stackrel{def}{=} 0$. At the capillary axis it reaches the maximum value: $v(r=0) = \frac{\Delta p}{4 \cdot \eta \cdot l} \cdot R^2$. Hence the average rate \bar{v} will amount to [2]:

$$\bar{v} = \frac{\Delta p}{8 \cdot \eta \cdot l} \cdot R^2 \quad (5)$$

where: \bar{v} – average particle velocity; l – capillary length

Równanie Poiseuille'a

Przekształcając równanie (5) do poniższej formy:

$$\Delta p = \frac{32 \cdot \eta \cdot l \cdot \bar{v}}{D} \quad (6)$$

gdzie: D – średnica kapilary

można otrzymać uogólniające przypadek przepływu przez kapilarę. Równanie (6) opisujące w przybliżeniu opory przepływu obserwowane, jako spadek ciśnienia Δp w poziomym przewodzie o stałym przekroju kołowym do umiarkowanej średnicy D , dla przepływów laminarnych, nosi nazwę równania Poiseuille'a.

Równanie Darcy-Weisbacha

Wprowadzając liczbę Reynoldsa $Re = \frac{\bar{v} \cdot D \cdot \rho}{\eta}$ można zależność (6) rozwinąć do bardziej znanej formy równania Poiseuille'a, jako zależności Darcy-Weisbacha: $\Delta p = \frac{\bar{v} \cdot D \cdot \rho}{\eta} \cdot \frac{1}{Re} \cdot \frac{2 \cdot 32 \cdot \eta \cdot l \cdot \bar{v}}{D}$. Porządkując można otrzymać ogólnie znaną formę równania Darcy-Weisbacha:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{l}{D} \cdot \rho \cdot \frac{\bar{v}^2}{2} \quad \left| \quad \lambda = \frac{64}{Re} \quad \wedge \quad Re = \frac{\bar{v} \cdot D \cdot \rho}{\eta} \quad (7) \right.$$

gdzie: λ – bezwymiarowy współczynnik oporu; Re – liczba Reynoldsa; ρ – gęstość

Równanie Darcy-Weisbacha opisuje w przybliżeniu opory przepływu obserwowane, jako spadek ciśnienia Δp w poziomym przewodzie o stałym przekroju kołowym do umiarkowanej średnicy D , dla przepływów laminarnych warunkowanych wartością liczby Reynoldsa Re .

WYZNACZENIE OPORÓW PRZEPŁYWU

Opory stawiane przez spalarkę wodoru składają się z oporów wynikających z jej konstrukcji oraz oporów stawianych przez wypełnienie⁵. Przy czym te pierwsze są z reguły pomijalnie małe.

Opory stawiane przez wypełnienia określa model w postaci równania Darcy-Weisbacha w formie zmodyfikowanej o parametry złoża [3]:

$$\Delta p = \lambda'_f \cdot \frac{\bar{v}^2}{2 \cdot \varepsilon^2} \cdot \rho \cdot \frac{1}{d_h} \quad (8)$$

gdzie: Δp – spadek ciśnienia płynu podczas przepływu przez złoże o wysokości l i średnicy hydraulicznej d_h [Pa]; λ'_f – bezwymiarowy współczynnik oporu $\lambda'_f = f(Re)$, gdzie Re oznacza liczbę Reynoldsa; \bar{v} – średnia prędkość płynu odniesiona do całego przekroju pochłaniacza [$m \cdot s^{-1}$]; ε – porowatość złoża [$m^3 \cdot m^{-3}$]; ρ – gęstość płynu [$kg \cdot m^{-3}$]; d_h – średnica hydrauliczna [m]

Porowatość złoża ε jest to stosunek objętości wszystkich wolnych przestrzeni V_w do objętości zajmowanej przez materiał syпки V : $\varepsilon = \frac{V_w}{V}$. Średnicę hydrauliczną d_h można zdefiniować równaniem:

$$d_h = 4 \cdot r_h = 4 \cdot \frac{V_w}{S} \quad (9)$$

gdzie: r_h – promień hydrauliczny przewodu [m]; S – całkowita powierzchnia wypełnienia [m^2]

The Poiseuille Equation

If we transform equation (5) into the following form:

$$\Delta p = \frac{32 \cdot \eta \cdot l \cdot \bar{v}}{D} \quad (6)$$

where: D – capillary diameter

we can obtain a general representation of the flow through a capillary. Equation (6), describing approximate flow resistances observed as a pressure drop Δp in a horizontal duct with a constant circular cross section up to the diameter of D , for laminar flows, is known as the Poiseuille equation.

The Darcy-Weisbach Equation

By an introduction of Reynolds number $Re = \frac{\bar{v} \cdot D \cdot \rho}{\eta}$ equation (6) can be further developed to a more popular form of the Poiseuille equation, known as the Darcy-Weisbach equation: $\Delta p = \frac{\bar{v} \cdot D \cdot \rho}{\eta} \cdot \frac{1}{Re} \cdot \frac{2 \cdot 32 \cdot \eta \cdot l \cdot \bar{v}}{D}$. Through ordering we can obtain a generally known form of the Darcy-Weisbach equation:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{l}{D} \cdot \rho \cdot \frac{\bar{v}^2}{2} \quad \left| \quad \lambda = \frac{64}{Re} \quad \wedge \quad Re = \frac{\bar{v} \cdot D \cdot \rho}{\eta} \quad (7) \right.$$

where: λ – dimensionless resistance coefficient; Re – Reynolds number; ρ – density

The Darcy-Weisbach equation describing approximate flow resistances observed as a pressure drop Δp in a horizontal duct with a constant circular cross section up to an average diameter of D , for laminar flows conditioned by Reynolds number value Re .

FLOW RESISTANCE DETERMINATION

The resistance observed in a hydrogen incinerator includes that resulting from its construction and the filling⁵. However, the first is usually considered as negligible.

The resistance of the filling is calculated according to a model in the form of the Darcy-Weisbach equation modified with bed parameters [3]:

$$\Delta p = \lambda'_f \cdot \frac{\bar{v}^2}{2 \cdot \varepsilon^2} \cdot \rho \cdot \frac{1}{d_h} \quad (8)$$

where: Δp – fluid pressure drop during flow through a bed with the height of l and hydraulic diameter of d_h [Pa]; dimensionless resistance coefficient λ'_f , where $\lambda'_f = f(Re)$ stands for Reynolds number; Re average fluid velocity in relation to the entire absorbent cross-section [\bar{v} –], $m \cdot s^{-1}$ bed porosity [ε –]; $m^3 \cdot m^{-3}$ fluid density [ρ –]; $kg \cdot m^{-3}$ hydraulic diameter [d_h –]m

Bed porosity ε is the ratio of the volume of all the free spaces V_w to the volume taken up by dry material V : $\varepsilon = \frac{V_w}{V}$. Hydraulic diameter d_h can be defined with the following equation:

$$d_h = 4 \cdot r_h = 4 \cdot \frac{V_w}{S} \quad (9)$$

where: r_h – hydraulic radius of the duct [m]; S – total area of the filling [m^2]

The volume taken up by dry material V_s can be



Objętość zajmowaną przez materiał sypki V_s można zapisać korzystając z definicji porowatości ε zależnością: $V_s = V - V_w = (1 - \varepsilon) \cdot V$. Stąd i zależności (9) można zapisać:

$$d_h = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{V_s}{S} \quad (10)$$

gdzie: V_s – objętość materiału sypkiego

Najczęściej, przeciętną średnicę cząstek danego wypełnienia określa się według *Sautera*. Polega to na myślowym zastąpieniu zbioru cząstek o łącznej objętości V_s i powierzchni S , taką samą liczbą kul o jednakowej średnicy d_s , których stosunek sumarycznej objętości V_s do powierzchni S jest taki sam jak rozpatrywanego zbioru [4]:

$$\left. \begin{aligned} V_s &= n_p \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d_s^3 \\ S &= n_p \cdot \pi \cdot d_s^2 \end{aligned} \right\} d_s = 6 \cdot \frac{V_s}{S} \quad (11)$$

gdzie: n_p – liczba kul, d_s – średnica cząstek danego zbioru według *Sautera* [m], V_s – objętość łączna według *Sautera* [m³], S – powierzchnia łączna według *Sautera* [m²]

Z równań (11) i (10) wynika, że:

$$d_h = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot d_s \quad (12)$$

Współczynnik oporu λ'_f dla granulatów⁶ według *Erguna* można zapisać, jako [3]:

$$\left\{ \begin{aligned} \lambda'_f &= \frac{4}{3} \cdot \lambda_f \\ \lambda_f &= \frac{a}{Re} + 1,75 \quad | \quad 1 \leq Re \leq 3000 \\ Re &= \frac{1}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\bar{v} \cdot \rho \cdot d_s}{\eta} \end{aligned} \right. \quad (13)$$

gdzie: a – bezwymiarowy współczynnik empiryczny⁷ [1]; Re – liczba *Reynoldsa* [1]; η – lepkość dynamiczna przepływającego płynu [Pa·s]

Współczynnik oporu λ'_f dla przepływów laminarnych według *Blake-Kozeny* można wyrazić, jako [3]:

$$\left\{ \begin{aligned} \lambda'_f &= \frac{4}{3} \cdot \lambda_f \\ \lambda_f &= \frac{a}{Re} \\ Re &= \frac{1}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\bar{v} \cdot \rho \cdot d_s}{\eta} \end{aligned} \right. \quad (14)$$

Z równań (8), (12) i (14) wynika, że:

$$\Delta p = \frac{4}{9} \cdot \frac{a}{\varepsilon} \cdot \eta \cdot \left(\frac{l}{d_h} \right)^2 \cdot \frac{\bar{v}}{l} \quad (15)$$

gdzie: l – wysokość złoża [m]

Z prawa ciągłości strugi wynika, że:

expressed with the use of the porosity definition ε with the equation: $V_s = V - V_w = (1 - \varepsilon) \cdot V$. Thus, equation (9) can also be expressed as:

$$d_h = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{V_s}{S} \quad (10)$$

where: V_s – dry material volume

Commonly, the average diameter of the particles of a given filling is determined according to *Sauter*. It consists in a replacement of a set of particles with the total volume V_s and area S , with the same number of spheres with an identical diameter d_s , whose relation of the total volume V_s to the area S is the same as that of the considered set [4]:

$$\left. \begin{aligned} V_s &= n_p \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d_s^3 \\ S &= n_p \cdot \pi \cdot d_s^2 \end{aligned} \right\} d_s = 6 \cdot \frac{V_s}{S} \quad (11)$$

where: n_p – number of spheres, d_s – particle diameter of a given set acc. to *Sauter* [m], V_s – total volume acc. to *Sauter* [m³], S – total area acc. to *Sauter* [m²]

From equations (11) and (10) it results that:

$$d_h = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot d_s \quad (12)$$

The resistance coefficient λ'_f for granules⁶ according to *Ergun* can be expressed as [3]:

$$\left\{ \begin{aligned} \lambda'_f &= \frac{4}{3} \cdot \lambda_f \\ \lambda_f &= \frac{a}{Re} + 1,75 \quad | \quad 1 \leq Re \leq 3000 \\ Re &= \frac{1}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\bar{v} \cdot \rho \cdot d_s}{\eta} \end{aligned} \right. \quad (13)$$

where: a – dimensionless empirical coefficient⁷ [1]; Re – Reynolds number [1]; η – dynamic viscosity of the flowing fluid [Pa·s]

The resistance coefficient λ'_f for laminar flows according to *Blake-Kozeny* can be expressed as [3]:

$$\left\{ \begin{aligned} \lambda'_f &= \frac{4}{3} \cdot \lambda_f \\ \lambda_f &= \frac{a}{Re} \\ Re &= \frac{1}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\bar{v} \cdot \rho \cdot d_s}{\eta} \end{aligned} \right. \quad (14)$$

From equations (8), (12) and (14) it results that:

$$\Delta p = \frac{4}{9} \cdot \frac{a}{\varepsilon} \cdot \eta \cdot \left(\frac{l}{d_h} \right)^2 \cdot \frac{\bar{v}}{l} \quad (15)$$

where: l – bed height [m]

Compliant with the stream continuity law it results that:

$$\dot{V} = A \cdot v = \frac{V}{l} \cdot v \Rightarrow \frac{v}{l} = \frac{\dot{V}}{V} \quad (16)$$

$$\dot{V} = A \cdot v = \frac{V}{l} \cdot v \Rightarrow \frac{v}{l} = \frac{\dot{V}}{V} \quad (16)$$

gdzie: \dot{V} – objętościowe natężenie przepływu [$m^3 \cdot s^{-1}$]; A – przekrój poprzeczny strugi [m^2]; V – objętość złoża [m^3]

Stąd zależność (15) można przekształcić do postaci:

$$\left(\frac{l}{d_h}\right)^2 = \frac{9}{4} \cdot \frac{\varepsilon}{a} \cdot \frac{\Delta p}{\eta} \cdot \left(\frac{V}{\dot{V}}\right) \quad (17)$$

Następnie przekształcając formułę (17) można otrzymać:

$$\frac{l}{d_h} = \frac{3}{2} \cdot \sqrt{\frac{\varepsilon}{a \cdot \eta}} \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\dot{V}} \cdot V} \quad (18)$$

Zgodnie z pierwszym przybliżeniem Sonine'a w kinetycznej teorii gazów, lepkość dynamiczna wyraża się zależnością: $\eta = \frac{1}{\pi \delta^2} \cdot \left(\frac{m \cdot k \cdot T}{6}\right)^{0,5}$, gdzie: δ oznacza efektywną średnicę cząstki gazu doskonałego, m jest masą gazu, k oznacza stałą Boltzmann'a a T temperaturą [5,6]. Lepkość dynamiczna η jest funkcją temperatury $\eta = f(T)$, lecz nie zależy zaś od ciśnienia $\eta \neq f(p)$, stąd równanie (18) można uprościć do postaci:

$$\frac{l}{d_h} = const \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\dot{V}} \cdot V} \quad \left| \quad T = idem \right. \quad (19)$$

Dla rozpatrywanego systemu katalitycznego dopalania wodoru wynika z równania Darcy–Weisbacha (8), że opory przepływu Δp są proporcjonalne do kwadratu liniowej prędkości \bar{v}^2 dla przepływającej strugi: $\Delta p = idem \cdot \bar{v}^2$. Zaś z prawa ciągłości strugi (16) wynika, że dla rozpatrywanego systemu średnia prędkość liniowa \bar{v} jest proporcjonalna do strumienia \dot{V} : $\bar{v} = idem \cdot \dot{V}$. Można stąd zapisać, że:

$$\sqrt{\Delta p} = const \cdot \dot{V} \quad (20)$$

where: \dot{V} – volumetric flow rate [$m^3 \cdot s^{-1}$]; A – cross-section of the stream [m^2]; V – bed volume [m^3]

Thus, equation (15) can be transformed into the following form:

$$\left(\frac{l}{d_h}\right)^2 = \frac{9}{4} \cdot \frac{\varepsilon}{a} \cdot \frac{\Delta p}{\eta} \cdot \left(\frac{V}{\dot{V}}\right) \quad (17)$$

Next, by transforming formula (17) we obtain:

$$\frac{l}{d_h} = \frac{3}{2} \cdot \sqrt{\frac{\varepsilon}{a \cdot \eta}} \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\dot{V}} \cdot V} \quad (18)$$

In concord with Sonine's first integral in kinetic gas theory, dynamic viscosity is expressed with the following equation: $\eta = \frac{1}{\pi \delta^2} \cdot \left(\frac{m \cdot k \cdot T}{6}\right)^{0,5}$, where: δ stands for the effective diameter of an ideal gas particle, m is gas mass, k means Boltzmann constant and T temperature [5,6]. Dynamic viscosity η is a function of temperature $\eta = f(T)$, however does not depend on pressure $\eta \neq f(p)$, hence equation (18) can be simplified to the following form:

$$\sqrt{\Delta p} = const \cdot \dot{V} \quad (20)$$



Fig. 1. The measuring station for determining flow resistance by $PD - 3A$ hydrogen incinerator: a) probe connection to pressure measurement; b) indications of the measuring system; c) a complete measuring station for flow resistance determination; d) the examined installation for battery compartment ventilation removed from a submarine, in the background we can see the fan and rotameter for air stream control.

Rys. 1. Stanowisko pomiarowe do wyznaczenia oporów przepływu przez spalarkę wodoru typu $PD - 3A$: a) podłączenie sond do pomiaru ciśnienia; b) wskazania systemu pomiarowego; c) kompletne stanowisko pomiarowe do wyznaczenia oporów przepływu; d) badana instalacja do wentylacji jam akumulatorowych wymontowana z okrętu podwodnego, w głębi widać wentylator i rotametr do kontroli strumienia powietrza.

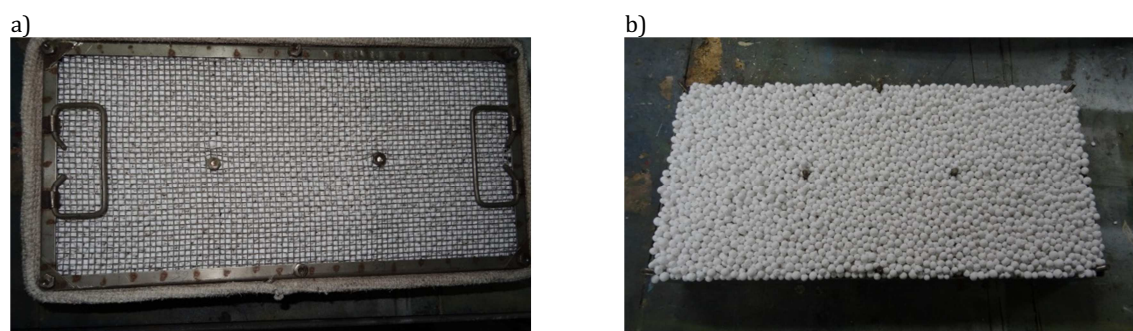


Fig. 2. Frame of $PD - 3A$ hydrogen incinerator catalyst: a) assembled and prepared for insertion into the hydrogen incinerator; b) filled before closing the upper cover.

Rys. 2. Ramka do upakowania katalizatora spalarki wodoru typu $PD - 3A$: a) zmontowana i przygotowana do włożenia do spalarki wodoru; b) wypełniona przed zamknięciem pokrywą górną.

Basic catalyst parameters for catalyst $GA - 20Pt, 0.5\%_mPt$ and $GA - 50Pd, 0.5\%_mPd$.

Podstawowe parametry katalizatorów $0,5\%_mPt$ typu $GA - 20Pt$ i $0,5\%_mPd$ typ $GA - 50Pd$.

Parameter
Metal content in matrix Al_2O_3
Catalytic deposit density
Bulk density
Substitute diameter
Statistical efficiency of hydrogen oxidation exceeds $100^\circ C$
Catalyst production is based on the use of pellets Al_2O_3 with the diameter of $\phi \in [4; 8]mm$, however there is a fluctuation in the size of the pellets delivered by the manufacturer

Z zależności (20) wynika, że pierwiastek kwadratowy spadku ciśnienia $\sqrt{\Delta p}$ przepływającego czynnika gazowego przez wypełnienie reaktora jest funkcją liniową objętościowego natężenia przepływu \dot{V} ⁸. Wyniki pomiarów oporów przepływu Δp ⁹ stawianych przez wypełnienie reaktora w funkcji strumienia przepływającego czynnika gazowego \dot{V} wykonano na stanowisku, którego budowę pokazano na rys.1.

Budowę ramki reaktora do dopalania wodoru pokazano na rys. 2. Reaktor wypełniono czterema warstwami złoża katalizatora zamkniętymi ramkami o wysokości ok. $h \cong 7\text{ cm}$ i wymiarach podstawy złoża ok. $A^{\square} \cong (39,5 \times 19 \times 7)\text{ cm}$, co daje objętość złoża katalizatora na poziomie ok. $V \cong 5,25\text{ dm}^3$. Przy deklarowanej przez producenta gęstości nasypowej $d \cong 0,8\text{ kg} \cdot \text{dm}^{-3}$ daje to ok. $m \cong 4,2\text{ kg}$ masy katalizatora. Do badań użyto katalizatora naniesionego na matrycę *aluminy* Al_2O_3 w postaci kul o średnicy ϕ zawartej w granicach $\phi \in [4; 8]mm$. Według producenta katalizator posiada właściwości zawarte w tab.1.

Jak wspomniano, istotnym parametrem katalizatora z punktu widzenia jego wymiany są stawiane przez niego opory przepływu Δp . Wykorzystując opisaną aparaturę zmierzono wartość pierwiastka oporów przepływu $\sqrt{\Delta p}$ w funkcji strumienia przepływającego powietrza \dot{V}_0 – tab. 2 i rys. 3.

From equation (20) it results that the square root of the pressure drop $\sqrt{\Delta p}$ of the gas mixture flowing through the reactor's filling constitutes a linear function of the volumetric flow rate \dot{V} ⁸. The flow resistance Δp measurement results⁹ for the reactor filling in the function of a gas mixture stream \dot{V} performed at the station are shown in fig.1.

The frame structure for the hydrogen combustion reactor is shown in fig. 2. The reactor has been filled with four layers of the catalytic bed enclosed with frames having a height of approx. $h \cong 7\text{ cm}$ and base dimensions of approx. $A^{\square} \cong (39,5 \times 19 \times 7)\text{ cm}$, which adds up to the volume of the catalyst bed at the level of ca. $V \cong 5.25\text{ dm}^3$. The manufacturer declares the bulk density to be $d \cong 0.8\text{ kg} \cdot \text{dm}^{-3}$ this gives ca. $m \cong 4.2\text{ kg}$ of catalyst mass. The tests have been conducted with a catalyst applied on alumina matrix Al_2O_3 in the form of spheres with the diameter ϕ contained with the limits $\phi \in [4; 8]mm$. According to the manufacturer's information, the catalyst has the properties specified in tab.1.

As mentioned before, a significant catalyst parameter from the point of view of its replacement consist in the flow resistances Δp exerted by it. The value of the root of resistance flow $\sqrt{\Delta p}$ in the function of the flowing air stream was measured with the described equipment \dot{V}_0 – tab. 2 and fig. 2.

Flow resistance Δp exerted by the hydrogen incineration reactor in a function of the air stream \dot{V} in selected catalyst bed configurations.

Opory przepływu Δp stawiane przez reaktor spalania wodoru w funkcji strumienia \dot{V} przepływającego powietrza dla wybranych konfiguracji złoża katalizatora.

	pressure drop		
	reactor without filling	nominal catalyst	new catalyst
$\dot{V} [m^3 \cdot h^{-1}]$			
		$\Delta p [mmH_2O]$	
$[\pm 10m^3 \cdot h^{-1}]$		$[\pm 2mmH_2O]$	
50	7	110	123
100	55	210	338
145			558
165		362	
175	116		



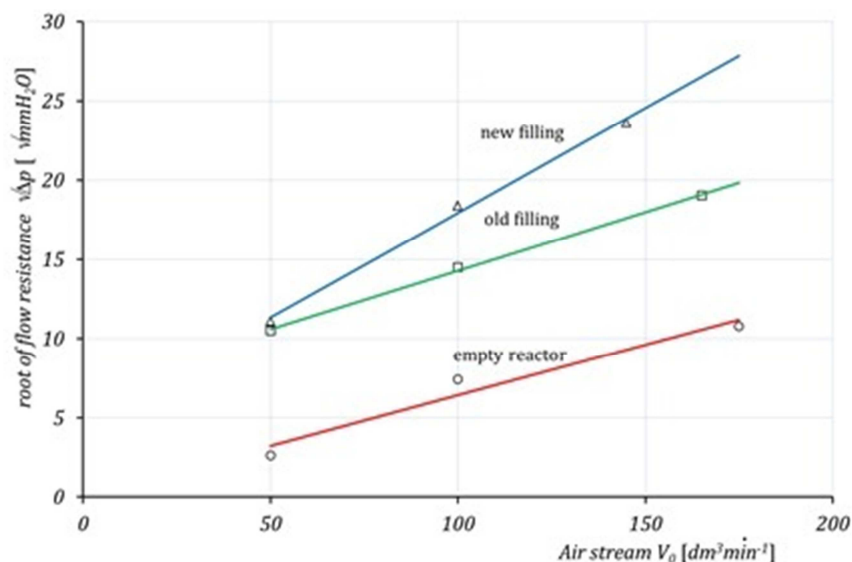


Fig. 3. Root of the flow resistance $\sqrt{\Delta p}$ exerted by hydrogen incineration reactor in a function of the air stream \dot{V}_0 flowing in normal conditions in selected catalyst bed configurations.

Rys. 3. Pierwiastek oporów przepływu $\sqrt{\Delta p}$ stawianych przez reaktor spalania wodoru w funkcji odniesionego do warunków normalnych strumienia \dot{V}_0 przepływającego powietrza dla wybranych konfiguracji złoża katalizatora.

Doświadczalnie stwierdzono, że wzrost oporów przepływu Δp związany z zastosowaniem nowego wypełnienia powoduje spadek przepływu \dot{V}_0 powietrza wentylacyjnego na poziomie gwarantującym jeszcze zachowanie zdolności do wentylacji przestrzeni jam akumulatorowych na akceptowalnym przez zamawiającego poziomie, przy wykorzystaniu tego samego wentylatora, co opisano w pierwszym z cyklu artykułów.

ZAKOŃCZENIE

Opisane w pierwszej części cyklu artykułów wyniki badań nad katalizą pokazały, że wystarczy przy modernizacji spalarek wodoru wymienić jedynie połowę katalizatora. Stąd wkład spalarki składał się z dwóch palet z wkładem tradycyjnym, jednej palety z katalizatorem palladowym 0,5%_m Pd typ GA – 50Pd i jednej palety z katalizatorem platynowym 0,5%_m Pt typu GA – 20Pt. Przy takiej konfiguracji złoża katalitycznego możliwe jest osiągnięcie praktycznie zerowej wartości stężenia wodoru na wyjściu ze spalarki przy jego stężeniu na wejściu dochodzącym do $C_{H_2} \cong 3\%_v$. Osiągany wielokrotnie podczas prób praktyczny poziom zerowy zawartości wodoru na wyjściu spalarki jest wynikiem znacznie przekraczającym początkowe wymagania jakościowe CTQ¹⁰ dla prób zdawczych.

Zaproponowana konfiguracja złoża pozwoliła nie tylko na zaoszczędzenie środków na zakupy katalizatorów, ale także na minimalizowanie oporów przepływu stawianych przez kompletne złożo katalizatora, gdyż jedynie jego połowa jest w granulacji podwyższającej opory przepływu. Dla połowicznego wypełnienia palet nowymi katalizatorami daje to możliwość utrzymania wentylacji na jedynie nieznacznie mniejszym poziomie od wymaganego strumienia: $\dot{V}_0 \cong 140 m^3 \cdot h^{-1}$. W konsekwencji pozwoliło to na utrzymanie dotychczasowego rozwiązania konstrukcyjnego spalarek wodoru.

The experiment proved that, an increase of flow resistance Δp , connected with the application of a new filling causes a flow reduction in ventilation air \dot{V}_0 at an acceptable level, guaranteeing preservation of battery compartment ventilation capacity with the use of the same fan, as described in the first article of the cycle.

CONCLUSION

The results of tests, described in the first article of the cycle on catalysis, revealed that it suffices if the modernisation of hydrogen incinerators involves the replacement of only half of the catalyst. Therefore, the cartridge of the incinerator consisted of two pallets with traditional cartridge, one with a palladium catalytic converter GA – 50Pd, 0.5%_m Pd and one pallet with platinum catalyst GA – 20Pt, 0.5%_m Pt. With the proposed catalytic bed configuration, it is possible to obtain practically zero hydrogen concentration level at the incinerator outlet with its inflow concentration reaching $C_{H_2} \cong 3\%_v$. Zero hydrogen content level obtained repeatedly at the incinerator outlet is a result that significantly exceeds the initial quality requirements CTQ¹⁰ for acceptance tests.

The proposed bed configuration would not only allow saving resources for catalyst purchase but also minimising flow resistances exerted by a complete catalyst bed, since only half of it is in the granulation that increases the flow resistance. Partial filling of pallets with new catalysts enables us to maintain ventilation at only a slightly lowered level than the required stream: $\dot{V}_0 \cong 140 m^3 \cdot h^{-1}$. Consequently, this will allow us to maintain the thus far implemented construction of hydrogen incinerators.

BIBLIOGRAPHY

1. Kłos R. 2015. Catalytic combustion of hydrogen in a submarine. Gdynia : Polskie Towarzystwo Medycyny i Techniki Hiperbarycznej, 2015. ISBN 978-83-938-322-3-1
2. Batuner Ł.M., Pozin M.J. 1956. Mathematical methods in chemical technique. Warsaw : Państwowe Wydawnictwa Techniczne, 1956. 517.62.
3. Pohorecki R., Wroński S. 1977. Kinetics and thermodynamics of chemical engineering processes. Warsaw : WNT, 1977.
4. Kłos R. 2008. Life sustaining systems in a submarine. Gdynia : Polskie towarzystwo medycyny i Techniki Hiperbarycznej, 2008. p. 163. ISBN 978-83-924989-4-0
5. Gumiński K., Petelenz P. 1989. Elements of theoretical chemistry. Warsaw : Państwowe Wydawnictwo Naukowe, 1989. ISBN 83-01-08109-0
6. Garzó V., Santos A. 2003. Kinetic Theory of Gases in Shear Flows: Nonlinear Transport. Dordrecht : Springer Science+Business Media Netherlands, 2003. Vol. Fundamental Theories of Physics 131. 978-90-481-6347-2, 978-94-017-0291-1, DOI 10.1007/978-94-017-0291-1

dr hab. inż. Ryszard Kłos, prof. nadzw. AMW
Akademia Marynarki Wojennej im. Bohaterów Westerplatte
Zakład Technologii Prac Podwodnych
81 – 103 Gdynia 3, ul. Śmidowicza 69
Tel: +58 626 27 46, Fax: +58 626 27 61

¹ przykładowo, podniesienie wydajności wentylatorów,

¹ for example, increasing of fan efficiency,

² tlenek (II) glinu (III) Al_2O_3 posiadający różne formy przestrzenne i zróżnicowaną powierzchnię właściwą,

² aluminium (III) oxide (II) Al_2O_3 of different spatial forms and diversified specific surface,

³ rozkład,

³ distribution,

⁴ $(x \cdot y)' = x' \cdot y + y' \cdot x$,

⁴ $(x \cdot y)' = x' \cdot y + y' \cdot x$,

⁵ katalizator,

⁵ catalyst,

⁶ dla jednej frakcji granulatu,

⁶ per single granule fraction,

⁷ dla kul i sześcianów $a = 150$,

⁷ for spheres and cubes $a = 150$,

⁸ strumienia objętościowego,

⁸ volumetric stream,

⁹ spadku ciśnienia,

⁹ pressure drop,

¹⁰ ang. Critical to Quality,

¹⁰ known as *Critical to Quality*.

